

المملكة المغربية

ROYAUME DU MAROC

INSTITUT AGRONOMIQUE  
ET VÉTÉRINAIRE HASSAN II



معهد الحسن الثاني  
للزراعة والبيطرة

## Projet de Fin d'Etudes présenté pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur en Génie Rural

Option : Infrastructures, Assainissement et eau potable

### Procédé de déminéralisation des eaux saumâtres par osmose inverse : Etude de cas de Zagora

Présenté et soutenu publiquement par

**ALI AHMED Imam**

JURY

**Pr. E. BARTALI**  
**Pr. M. BENMOUSSA**  
**Mr. Y. DJIBRILLA**  
**Pr. A. HAJJI**  
**Mme. L. OUHLI**

**Président**  
**Rapporteur**  
**Co-Rapporteur**  
**Examineur**  
**Examineur**

**DEEI/IAV Hassan II**  
**DEEI/IAV Hassan II**  
**NOVEC**  
**IAA/IAV Hassan II**  
**FEC**

**Juillet 2013**

À la mémoire de ma chère maman (pour les mêmes mots que vous me  
répétiez durant 5 ans au téléphone ...)

À mon papa que son âme repose en paix

À mes frères et sœurs

À mes neveux et nièces

À mes amis

À toute la grande famille ALI AHMED.

## *Remerciements*

*Je tiens à exprimer mes remerciements aux nombreuses personnes qui ont rendu possible l'achèvement de ce modeste travail :*

*Mon encadrant le Pr MOHAMED BENMOUSSA pour son encadrement, ses conseils , son soutien et ses encouragements. Qu'il reçoive l'expression de mon profond respect.*

*Mr Djibrilla BABALE Yadjj de Novec pour son encadrement louable, sa disponibilité, ses encouragements, ses conseils, pour tous sont temps sacrifiés pour moi, pour m'avoir considéré comme collègue, par la même occasion à l'ensemble du personnel du Département de l'Eau et de l'assainissement en particulier le chef de département Mme GHITA BENSALD de m'avoir accueilli, à Saïd Assanfe pour tous les réponses. A l'ensemble du personnel du Département de l'Energie plus particulièrement à Abdelhafid BENHALIM, Noureddine, Mustapha, Ahmed et à Amin du département de l'environnement.*

*Mme Linda OULHI pour sa disponibilité, Pr E. BARTALI pour son soutien afin que la visite de la station de Laayoune se déroule dans des bonnes conditions, Pr A. Hajji et son Doctorant Ndiaga pour tous le temps qu'ils m'ont accordés. B. EL HAMOURI pour tous son temps précieux qu'il m'a accordé et surtout de m'avoir appris qu'il faut être passionné pour arriver à son l'objectif et A. Dahmane pour ses conseil.*

*Les membres du jury pour avoir accepté de lire et d'évaluer ce travail*

*Tout le corps professoral de l'Institut Agronomique et Vétérinaire Hassan II de Rabat en particulier le Département de Génie Rural.*

*les institutions qui m'ont reçu au cours de mes séjours de terrain, bien sûr à tous le personnel de la Station de Laayoune à leur tête Houmam ABDELHADI le chef de la station ,Moubarak, Salak, Issaoui, Ahmed le Laborantin, la direction de l'ONEE BE de Laayoune en particulier le directeur des affaires administratifs Mr Cherkaoui pour avoir accepté m'a requête, sans oublié ces EX-GR.H. ARAGRAG et K. GOUIFERDA qui ont rendu mon séjour à Laayoune confortable. A l'ADERE pour les informations en citant Mr ENZILI.*

*tous mes amis pour leur soutien tout au long de ma formation, bien sûr en premier ceux du Douars Koura, de l'IAV (Mansare Sarah , Ahmat , Issiaka , SY cheikh ), ceux qui ont gardé le contact malgré la distance et m'ont aidé à retrouver le courage.*

*Tous ceux qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*

## Résumé

Située au sud-est du Maroc, la province de Zagora connaît une pénurie d'eau ces dernières années. C'est dans ce contexte que l'ONEE BE envisage des travaux relatifs aux traitements des eaux brutes provenant des puits et forage de la nappe Nebch dont la salinité s'élève (entre 3 à 4 g/L) par la réalisation d'une nouvelle unité de déminéralisation. L'étude consiste au renforcement de la production d'eau potable de la ville de Zagora, Tamegroute et les douars avoisinants et s'est vu confier au bureau d'étude NOVEC.

L'objectif principal de cette étude est de renforcer la production d'eau potable de la ville de Zagora par déminéralisation des eaux saumâtres d'un débit de 75 L/s afin de produire un débit d'eau traitée de l'ordre de 56.3 L/s avec une salinité de l'ordre de 500mg/.

Dans le cadre de ce travail de fin d'études, nous avons réalisé ce qui suit :

- Etablissement des bilans besoins - ressources en eau potable de la zone d'étude,
- Identification des procédés convenables de potabilisation des eaux saumâtres,
- Dimensionnement de l'ensemble du système comprenant l'adduction d'eau brute à partir des puits et forage, la station de déminéralisation, le post-traitement,
- Calcul des besoins en énergie et l'étude d'option alternative énergétique,
- Identification de l'impact environnemental du projet,
- Proposition de solutions pour la gestion et le traitement des rejets de saumure,
- Estimation des couts d'investissement et de développement du projet.

Le résultat de l'étude est de déminéraliser par osmose inverse sur 2 files indépendantes un débit d'eau saumâtre de 75L/s sur 24h et produire un débit d'eau traité de 56.3L/s avec une salinité de l'ordre de 500mg/L. Pour répondre au besoin d'énergie de la station deux transformateur dont un en secours sont prévus, la solution retenu pour le rejet de saumure consiste à un bassin d'évaporation naturel et le cout du mètre cube s'élève à 7,0 Dhs/m<sup>3</sup>.

Mots clés : pénurie d'eau, puits et forage, production d'eau potable, Déminéralisation, Osmose inverse.

## **Abstract**

Located in the south east of Morocco, the district of Zagora suffers from a big deficiency of water supply these last years. It's in this context that the ONEE BE plans to work on treating raw water coming from wells and drillings from the Nebch water table which has a high level of salinity (varies from 3 to 4 g/L) by building a new demineralization unit. The research consist of reinforcing the production of drinkable water of Zagora city, Tamegroute and the neighboring villages and it has entrusted this research to the NOVEC company.

The main objective of this project is to reinforce the production of drinkable water of Zagora city by the demineralization of the brackish water with a flow of 75L/s to end up with both a flow of treated water around 56.3L/s and a salinity that doesn't exceed 500 ppm.

Within this final studies project, we have realized the following:

- Establishment of the balance needs-resources of drinkable water of the concerned zone.
- Identifying the convenient procedures of transforming brackish water into a drinkable one.
- Dimensioning the whole system that contains raw water adduction from wells and drillings, demineralizing station Reverse Osmosis, and the post treatment.
- Calculating the needed energy and finding an alternative energetic option.
- Identifying the environmental impact of the project
- Proposing solutions concerning both managing and treating the disposals and wastes of this treatment.
- Estimating the cost of the investment and the development of this project.

The result of the study is to demineralize , by using inverted osmosis on two independent lines , a 75L/s flow of brackish water during 24h and produce a 56.3L/s flow of treated water with a salinity of about 500mg/L .To satisfy the facility's need of energy , two transformers in which one is for assistance in case the other breaks down will be provided , the solution retained for rejecting the brine is a natural dry-dock and the price of 1m<sup>3</sup> can go up to 7dh.

Keywords: water shortage, wells and drillings, production of drinkable water, demineralization, Reverse Osmosis (RO).

## Table des matières

<i>Remerciements</i> .....	I
Résumé .....	IV
Abstract .....	V
Table des matières .....	VI
Liste des tableaux .....	X
Liste des figures .....	XII
Liste des abréviations .....	XIII
Introduction .....	1
Problématique.....	2
<b>Partie I : Revue bibliographique</b> .....	<b>3</b>
<b>Chapitre 1 : Généralités sur le Dessalement/Déminéralisation &amp; Normes D'eau potable</b> .....	<b>4</b>
I. Généralités sur le Dessalement/Déminéralisation .....	4
I.1. Définition .....	4
I.2. Pourquoi déminéraliser/dessaler l'eau saumâtre/de mer ? .....	4
I.2.1 Contexte global .....	4
I.2.2 Contexte local .....	5
II. Les eaux salines.....	6
II.1 Composition et salinité de l'eau de mer.....	6
II.2 Les eaux saumâtres .....	7
III. Composition d'une installation de déminéralisation/dessalement.....	8
IV. Déminéralisation/Dessalement dans le monde et au Maroc .....	9
IV.1 Dessalement dans le monde .....	9
IV.2 Dessalement au Maroc .....	9
IV.2.1 Etat de lieu.....	9
IV.2.2 Exemple de la Station de Laayoune .....	10
IV.2.3. Cadre de Déminéralisation/Dessalement au Maroc .....	11
V. Normes d'eau potable (marocaine & OMS et UE).....	13
<b>Chapitre 2 : Les différentes techniques de déminéralisation/dessalement</b> .....	<b>14</b>
I. Procédés de distillation.....	15
II. Les procédés chimiques.....	15
III. Procédés à membranes .....	15
III.1. l'osmose inverse .....	16
III.1.1. Principe.....	16
III.1.2. Pression osmotique.....	16
III.1.3. Schéma général d'une installation d'osmose inverse .....	17
III.1.4. Les membranes.....	18

III.1.5.	Les modules.....	18
III.1.6.	Les corps de pression .....	20
III.1.7.	Pompe haute pression.....	20
III.1.8.	Récupération d'énergie.....	20
III.1.9.	Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse.....	21
III.1.10.	Avantages et Inconvénients de l'osmose inverse .....	25
III.2.	L'électrodialyse .....	25
IV.	comparaison entre les différentes techniques .....	27
<b>Chapitre 3 : Sources d'énergie</b> .....		<b>28</b>
I.	Energie utilisées pour le dessalement.....	28
I.1.	Energie fossile .....	28
I.2.	Turbine à gaz.....	29
I.3.	Turbine à vapeur.....	29
I.4.	Central nucléaire.....	29
II.	Association des énergies renouvelables avec des procédés de dessalement .....	29
II.1.	Généralités.....	29
II.2.	Distillateur solaire direct .....	30
II.3.	Osмосe inverse et énergie solaire (photovoltaïque).....	30
II.4.	Association de l'osmosе inverse avec l'énergie éolienne .....	31
II.4.1.	Couplage direct.....	31
II.4.2.	Couplage avec batterie et unité de dessalement en courant continu.....	32
II.5.	L'exemple de TAN-TAN : Dessalement de l'eau de mer par énergie éolienne.....	33
<b>Chapitre 4 : Etude d'impact du rejet de Station sur l'environnement</b> .....		<b>34</b>
I.	Décret n° 2-04-553 du 13 hija 1425 .....	34
II.	Origine et type des émissions et rejets .....	35
II.1.	Émissions atmosphériques .....	35
II.2.	Rejets chimiques.....	35
II.3.	La saumure concentrée .....	35
II.4.	Rejet des eaux de lavage à contre-courant des membranes dans les usines OI .....	36
III.	Impacts sur l'environnement.....	36
III.1.	Effets du concentré (saumure).....	38
III.2.	Effets dus à la chaleur .....	38
III.3.	Effets dus au prélèvement d'eau de mer.....	39
<b>Partie II : Etude du Projet</b> .....		<b>40</b>
<b>Chapitre V : Etudes préliminaires du projet</b> .....		<b>41</b>
I.	Présentation général de la zone d'étude .....	41
I.1.	Situation administrative et géographique .....	41

I.2. Milieu Naturel .....	43
II. Description des systèmes d'AEP existants .....	45
II.1 Système d'AEP à Zagora .....	45
II.2. Système de production du champ captant d'eau douce de Feija .....	46
II.3. Système de production du champ captant d'eau saumâtre de Nebch .....	47
III. Bilan besoins-ressources .....	50
a. Projections des besoins en eau .....	50
b. RESSOURCES EN EAU .....	51
C. Bilan Besoins-Ressources.....	51
<b>Chapitre VI : Identification des procédés de traitement à envisager et analyse de la qualité d'eau de Nebch.....</b>	<b>53</b>
I.1 Identification du projet.....	53
I.2. Analyse de la qualité des eaux de la nappe NEBCH.....	53
I.3. Identification des procédés cadrant avec le contexte de l'Etude.....	56
I.4. Scénario d'étude pour la variante proposée .....	58
<b>Chapitre VI : Dimensionnement de la station de déminéralisation.....</b>	<b>59</b>
I. Présentation général de la station de déminéralisation.....	59
II. Adduction d'eau brute .....	60
II.1 Re-equipement des forages d'eau saumâtres.....	60
II.1.1. Description.....	60
II.1.2. Dimensionnement des pompes .....	61
II.2. Renforcement de la conduite d'adduction d'eau brute.....	63
II.2.1 Dimensionnement des conduites projetées .....	63
III. Prétraitements.....	64
III.1. Composantes des prétraitements .....	64
III.2. Dimensionnement des éléments de prétraitement .....	67
III.3. Réactifs du prétraitement.....	78
IV. Process d'osmose inverse.....	85
IV.1. Osmose inverse.....	85
IV.2. Pompes haute-pression .....	85
IV.3. Paramètres d'osmose inverse .....	86
IV.4. Simulation Osmoseurs.....	88
IV.5. Conception des osmoseurs – Résumé.....	93
IV.6. Système de lavage des membranes.....	95
IV.7. Stockage eaux traitées et pompage.....	96
V. Post-traitement.....	96
V.1. Reminéralisation.....	97

V.2. Désinfection.....	98
VI. Identification des sites potentiels pour l’installation de l’usine de dessalement .....	98
VI.1. Méthodologie pour le choix des sites potentiels.....	98
VI.2. Site à proximité du forage n°1371/73 de Nebch (site n°1).....	99
VI.3. Site près du complexe ONEE BRANCHE EAU de Zagora (SiteN°2) .....	102
VI.4. Comparaison entre les sites proposés .....	104
<b>Chapitre VII : Sources d’énergie et alternatifs énergétiques .....</b>	<b>105</b>
I. Réseau Electrique .....	105
II. Groupe électrogène.....	107
III. Alternatif énergétique.....	107
III.1. Fonctionnement de la station en période creuse .....	107
III.2. L’Energie Eolienne.....	109
III.3. L’énergie solaire.....	110
III.3.1. Potentiel de la zone d’étude en énergie solaire.....	110
III.3.2. Besoin de la station en termes d’énergie .....	111
III.4. Calcul de puissance optimale en PV .....	112
III.4.1. Cas sans injection .....	112
III.4.2. Cas avec injection dans le réseau électrique ONEE.....	114
<b>Chapitre VIII : Etude d’impact et solution du rejet de la station .....</b>	<b>115</b>
I. Variantes de rejet.....	115
I.1. Rejet dans l’Oued après mélange avec les eaux de la STEP.....	115
I.1.1. Solutions de traitement des eaux usées (Etude d’assainissement liquide des villes de Zagora et Tinghir). 115	
I.1.2. Rejet commun dans l’Oued Draa .....	116
I.2 Concentration par évaporation naturelle .....	117
I.3. Concentration par évaporation forcée.....	118
I.4. Concentration thermique.....	119
I.5. Choix du traitement des rejets.....	119
I.5.1. Cas de traitement par évaporation naturelle.....	119
I.5.2. Quelques références .....	121
<b>Chapitre IX : Analyse économique .....</b>	<b>124</b>
I. Coûts d’investissement.....	124
II. Coûts d’exploitation .....	125
III. Coûts de développement .....	129
<b>Conclusion et Recommandations.....</b>	<b>130</b>
<b>Bibliographie.....</b>	<b>132</b>
<b>WEBOGRAPHIE.....</b>	<b>133</b>

**Liste des tableaux**

TABLEAU 1 : NAPPES SAUMÂTRES ET PARTIELLEMENT SAUMÂTRES AU MAROC .....	6
TABLEAU 2: COMPOSITION CHIMIQUE DE L'EAU DE MER SOURCE 2: ALAIN MAUREL(2001) .....	7
TABLEAU 3:L'EXPERIENCE MAROCAINE EN MATIÈRE DE DESSALEMENT .....	10
TABLEAU 4: DÉBIT DE DESSALEMENT ET DE DÉMINÉRALISATION PROJETÉ PAR L'ONEE .....	10
TABLEAU 5: SITUATION DE LA STATION DE DESSALEMENT DE LAAYOUN AVANT 2010 .....	11
TABLEAU 6: LA NOUVELLE STATION DE DESSALEMENT DE L'EAU DE MER DE LAAYOUNE (APRÈS 2010) .....	11
TABLEAU 7: NORME D'EAU POTABLE (SOURCE LENNTECH) .....	13
TABLEAU 8: COMPARAISON ENTRE LES DIFFÉRENTES MEMBRANES ET MODULES (OSMOSE INVERSE) .....	19
TABLEAU 9: COMPARAISON TECHNIQUE DES PROCÉDÉS DE DESSALEMENT .....	27
TABLEAU 10: LES IMPACTS NÉFASTES SUR L'ENVIRONNEMENT ASSOCIÉS AUX PROCÉDÉS DE DESSALEMENT .....	37
TABLEAU 11:CHAMP CAPTANT D'EAU DOUCE DE FEJA (SOURCE ONEE BE).....	47
TABLEAU 12 : CHAMP CAPTANT D'EAU DOUCE DE FEJA (ONEE BE).....	48
TABLEAU 13: RÉCAPITULATION DES BESOINS EN EAU .....	50
TABLEAU 14: RESSOURCES EN EAU POUR L'AEP DE ZAGORA.....	51
TABLEAU 15: BILAN BESOINS-RESSOURCES.....	52
TABLEAU 16: QUALITÉ DES EAUX BRUTES DES FORAGES DE NAPPE NEBCH.....	54
TABLEAU 17 : CARACTÉRISTIQUES DES POMPAGES : .....	60
TABLEAU 18: CARACTÉRISTIQUES DU SYSTÈME D'ADDUCTION D'EAU BRUTE.....	60
TABLEAU 19: COTE PROJET DE LA STATION.....	61
TABLEAU 20: HMT DES STATIONS DE POMPAGE.....	61
TABLEAU 21: CARACTÉRISTIQUES DES GROUPES ÉLECTROPOMPES .....	62
TABLEAU 22: VÉRIFICATION DU NPSH .....	63
TABLEAU 23: CONDITIONS D'INSTALLATION DES GROUPES .....	63
TABLEAU 24: CARACTÉRISTIQUES DES CONDUITES PROJETÉES .....	64
TABLEAU 25: CARACTÉRISTIQUES DE RÉSERVOIR D'EAU SAUMÂTRE.....	68
TABLEAU 26: CARACTÉRISTIQUES DES FILTRES BICOUCHES .....	73
TABLEAU 27: CARACTÉRISTIQUES DE SYSTÈME DE LAVAGE DES FILTRES.....	74
TABLEAU 28: CARACTÉRISTIQUES DES POMPES DE LAVAGE DES FILTRES .....	75
TABLEAU 29:CARACTÉRISTIQUES DE SURPRESSEURS D'AIR .....	75
TABLEAU 30 : MITIGEAGE 500 PPM.....	76
TABLEAU 31: MITIGEAGE 1000 PPM.....	77
TABLEAU 32: CARACTERISTIQUES DE PRECHLORATION.....	78
TABLEAU 33: CARACTÉRISTIQUES DE POSTE DE CHLORURE FERRIQUE.....	79
TABLEAU 34: CARACTÉRISTIQUES DE POSTE ACIDE .....	80
TABLEAU 35: CARACTERISTIQUES DE POSTE SEQUESTRANT .....	82
TABLEAU 36: CARACTÉRISTIQUES DE POSTE MÉTABISULFITE.....	84
TABLEAU 37 : CARACTÉRISTIQUES DES POMPES À HAUTE PRESSION .....	85
TABLEAU 38 : PARAMÈTRES DE CONCEPTION DE LA STATION.....	88
TABLEAU 39 : PARAMÈTRES DE CONCEPTION DES OSMOSEURS.....	88
TABLEAU 40: RÉSULTAT DE LA SIMULATION .....	93
TABLEAU 41 : CARACTÉRISTIQUES DE LA BÂCHE D'EAU TRAITÉE .....	96
TABLEAU 42: RÉSULTAT DE REMINÉRALISATION .....	97
TABLEAU 43 : POSTE « CHLORE GAZEUX »(DÉSINFECTION) .....	98
TABLEAU 44: AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS DU SITE N°1 .....	100
TABLEAU 45: AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS DU SITE N°2 .....	102
TABLEAU 46: COMPARAISON DES SITES.....	104
TABLEAU 47 :BILAN ÉLECTRIQUE DE LA SD.....	106

TABLEAU 48 : FONCTIONNEMENT DE LA SD EN HEURES CREUSES .....	108
TABLEAU 49: RAYONNEMENT DE LA ZONE D'ÉTUDE.....	111
TABLEAU 50: NORME À RESPECTER PAR LE REJET DE LA STEP DE ZAGORA.....	116
TABLEAU 51 : RELEVÉS MÉTÉOROLOGIQUES DE LA RÉGION DE ZAGORA.....	120
TABLEAU 52: EVOLUTION DU BILAN VOLUMIQUE ET DU VOLUME STOCKÉ AU COURS DE L'ANNÉE ...	120
TABLEAU 53 : DIMENSIONS DES BASSINS D'ÉVAPORATION .....	121
TABLEAU 54 :RÉCAPITULATION DES COUTS D'INVESTISSEMENT .....	125
TABLEAU 55: COUT ÉNERGÉTIQUE LIÉ AU PROCESS Y COMPRIS LA STATION DE POMPAGE D'EAU TRAITÉE .....	126
TABLEAU 56: COÛT DE L'ÉNERGIE CONSOMMÉE AU NIVEAU DES STATIONS DE POMPAGE D'EAU BRUTE.....	127
TABLEAU 57: COÛT D'ÉNERGIE CONSOMMÉE AU NIVEAU DE STATIONS D'EAUX BRUTES .....	127
TABLEAU 58: LE COUT GLOBAL LIÉ À LA CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE .....	127
TABLEAU 59: COUT DU KWH/M3 D'EAU TRAITÉE .....	128
TABLEAU 60 : COÛT DES RÉACTIFS.....	128
TABLEAU 61: LES COUTS DE DÉVELOPPEMENT DE LA SD.....	129
TABLEAU 62 : RÉCAPITULATION DE DEUX SCENARIOS .....	130

## Liste des figures

FIGURE 1: RESERVE D'EAU DANS LE MONDE (HTTP://WWW.CITE-SCIENCES.FR) .....	4
FIGURE 2: SCHEMA GENERAL D'UNE INSTALLATION DE DESSALEMENT (SOURCE ALAIN MAUREL 2001) .....	8
FIGURE 3: RÉPARTITION DE DESSALEMENT DANS LE MONDE.....	9
FIGURE 4:PROCÉDÉS DE DESSALEMENT INDUSTRIALISÉS.....	14
FIGURE 5: PRINCIPE DE L'OSMOSE INVERSE .....	16
FIGURE 6: SCHÉMA DE PRINCIPE D'UNE UNITÉ D'OSMOSE INVERSE(SOURCE 3:P.CORSIN ) .....	17
FIGURE 7: MODULE SPIRALÉ.....	19
FIGURE 8: MEMBRANE.....	19
FIGURE 9: CORPS DE PRESSION .....	20
FIGURE 10: RACK DE TUBES DE PRESSION D'OSMOSE INVERSE.....	20
FIGURE 11: CHOIX DE LA PRESSION DE FONCTIONNEMENT. ....	24
FIGURE 12: PRINCIPE DE DESSALEMENT D'UNE EAU SALINE PAR ÉLECTRODIALYSE. ....	26
FIGURE 13: RÉPARTITION DE COUT POUR LE DESSALEMENT (COURS DE DESSALEMENT GRII).....	28
FIGURE 14: DISTILLATEUR SOLAIRE DIRECT (SOURCE : MAUREL A., 2006).....	30
FIGURE 15 : SCHÉMA DE PRINCIPE D'UNE UNITÉ D'OSMOSE INVERSE COUPLÉE DIRECTEMENT À UNE POMPE SOLAIRE (ALAIN MAUREL 2001) .....	31
FIGURE 16: PLAN DE SITUATION DE LA VILLE DE ZAGORA .....	42
FIGURE 17: LE SYNOPTIQUE PRÉSENTANT LE SYSTÈME DE PRODUCTION D'AEP DE LA VILLE DE ZAGORA .....	49
FIGURE 18:DOMAINE D'UTILISATION DES DIFFÉRENTES TECHNIQUES DE TRAITEMENT DES EAUX SAUMÂTRES.....	56
FIGURE 19: COÛT DU M <sup>3</sup> D'EAU DESSALÉE EN FONCTION DE LA SALINITÉ SELON LES PROCÉDÉS(SOURCE ALAIN MAUREL, EDITIONS TEC & DOC – 2001).....	57
FIGURE 20: CAPACITÉ PAR TECHNOLOGIE (SOURCE : M.KHARIF 2012 ONEE BE).....	57
FIGURE 21: LES PRINCIPALES ÉTAPES DE LA STATION.....	59
FIGURE 22 : ADDUCTION D'EAU BRUTE .....	61
FIGURE 23: SYSTÈME D'OXYDATION.....	70
FIGURE 24:FILTRE SOUS PRESSION VERTICAL .....	71
FIGURE 25:FILTRE SOUS PRESSION HORIZONTAL .....	71
FIGURE 26: SCENARIO 1 : OBJECTIF SALINITÉ 500 MG.L-1- MITIGEAGE 7% DU DÉBIT D'EAU BRUTE(19°C).....	89
FIGURE 27: SCENARIO 1 : OBJECTIF SALINITÉ 500 MG.L-1- MITIGEAGE 7% DU DÉBIT D'EAU BRUTE (29°C).....	90
FIGURE 28: SCENARIO 2 : OBJECTIF SALINITÉ 1000 MG.L-1- MITIGEAGE 20% DU DÉBIT D'EAU BRUTE	91
FIGURE 29: SCENARIO 2 : OBJECTIF SALINITÉ 1000 MG.L-1- MITIGEAGE 20% DU DÉBIT D'EAU BRUTE	92
FIGURE 30 : SCHÉMA DE LA CONCEPTION DE LA SD .....	94
FIGURE 31: SYSTÈME DE LAVAGE .....	95
FIGURE 32:LOCALISATION DU SITE N°1 .....	101
FIGURE 33 : LOCALISATION DU SITE N°2 .....	103
FIGURE 34 : LES POSTES HORAIRE.....	108
FIGURE 35 : CARTE DU VENT DU MAROC (SOURCE ADER) .....	109
FIGURE 36 : CARTE SOLAIRE DU MAROC (SOURCE ADER).....	110
FIGURE 37: COURBE DE CE FACTURÉ EN FONCTION DE LA PUISSANCE OPTIMUM POUR 20DHS/WC .	112
FIGURE 38 : COURBE DE CE FACTURÉ EN FONCTION DE LA PUISSANCE OPTIMUM POUR 15DHS/WC	113
FIGURE 39:COURBE DE CE FACTURÉ EN FONCTION DE LA PUISSANCE OPTIMUM AVEC INJECTION .	114
FIGURE 40 : SCHÉMA DE PRINCIPE D'ÉVAPORATION NATURELLE.....	117
FIGURE 41 : ÉVAPORATION NATURELLE FORCEE SANS VENTILATION ARTIFICIELLE <sup>(1)</sup> .....	118
FIGURE 42 : ÉVAPORATION NATURELLE FORCEE PAR PULVERISATION .....	118
FIGURE 43: EXEMPLE D'UN BASIN D'EVAPORATION.....	122

## **Liste des abréviations**

AEP: Alimentation en Eau Potable

ADEREE: Agence de Développement des Energies Renouvelables et de l'Efficacité Energétique

CCTG : Cahier de Clause Technique General

CE : Cout d'électricité

DN: diamètre nominal

ED: Electrodialyse

HMT: hauteur manométrique totale

MCV: Multi Compression de Vapeur

MED: Multi Effects Distillation

OI: Osmose Inverse

ONEE BE : Office National d'Electricité et d'Eau Potable Branche eau

OMS : Organisation mondiale de la santé

PV : Panneau Photovoltaïque

RO : Reverse Osmosis

S D : Station de déminéralisation

TDS: Taux De Salinité

VMA : valeur maximale admissible

UE : Union européenne

Wc : Watt crête

## **Introduction**

Sur notre planète, l'équation est simple: l'eau douce ne représente que 2,5 % de la quantité totale d'eau. Sur ce pourcentage, l'homme peut disposer des 0.3 % qui se trouvent dans les cours d'eau et les lacs et d'une partie des ressources souterraines (30 % de l'eau douce). La quantité d'eau mobilisable est donc fixe et relativement restreinte.

Il y a peu de temps, l'eau était encore considérée comme un bien public gratuit ou bon marché. Actuellement, l'évolution que connaît l'environnement urbain et industriel ainsi que la croissance démographique et le recours à l'agriculture intensif pose dans de nombreux pays le problème de gestion de ressource en eau. L'eau douce deviendra donc, au cours des prochaines décennies, une denrée de plus en plus précieuse, d'ici 2025, les 2/3 de la population mondiale pourraient faire face à des problèmes sérieux d'approvisionnement en eau potable (Kofi Annan, JOHANNESBURG 2002).

Face à ces contraintes : quantité d'eau mobilisable fixe, relativement restreinte et le problème de pénurie d'eau, on est amené à ménager les ressources, en limitant les rejets de pollution dans le milieu nature mais aussi produisant une eau propre à la consommation notamment le recours aux ressources non conventionnel tel que la déminéralisation des eaux saumâtres et le dessalement de l'eau de mer grâce à des techniques particulières .Parmi ces dernières on trouve les procédés de distillation et les procédés membranaires dont le plus connu est l'osmose inverse.

Le Maroc pays aride à semi-aride avec de ressources en eau conventionnelles limitées n'échappe pas ces problèmes de pénurie d'eau. Dans ce contexte, La stratégie nationale de l'eau a placé le dessalement et la déminéralisation des eaux saumâtres parmi les actions principales de l'axe de la gestion et du développement de l'offre. Les besoins en eau dessalée sont évalués à 400 Mm<sup>3</sup>/an (Sinan 2012). Avec un potentiel en eau saumâtre de 500Mm<sup>3</sup>(Direction de la recherche et de la planification de l'eau), la production d'eau douce par la déminéralisation de l'eau saumâtre revêt un caractère stratégique pour la contribution de l'AEP pour les zones non côtières cas de la ville concerné par ce projet.

Ce projet s'inscrit dans le cadre d'une étude de renforcement de l'AEP de la ville de Zagora situé au sud-est du Maroc. L'objectif de ce travail est de dimensionner une station de déminéralisation, d'étudier une alternative énergétique pour alimenter la station, trouver une solution pour le rejet de saumure et estimer le prix de revient du mètre cube.

## **Problématique**

A l'aube de ce millénaire, le problème de l'eau apparaît comme l'un des enjeux majeurs de notre société. Le Maroc ne fait pas exception, ses ressources en eau sont caractérisées par une rareté et une irrégularité spatiale et temporelle. Le capital d'eau est au-dessous de la norme de l'OMS(1000m<sup>3</sup>/personne/an), il s'élève actuellement à environ 740 m<sup>3</sup> par personne et par an.

Située au Sud-est du Maroc, la province de Zagora est un chapelet d'oasis à climat aride. Cette partie du Royaume connaît un important développement touristique basé essentiellement sur la découverte du désert et un dynamisme urbain augmentant ainsi la demande en eau potable. Sauf que les ressources sont rares et convoités en grande partie par l'agriculture qui ne peut exister sans l'irrigation sur cette zone du pays.

Son ressource hydrique est constituée de deux nappes phréatiques à savoir, la nappe de Feija de bonne qualité mais limitée et celui de Nebch saline. En effet la productivité en eau douce à partir de la nappe de Feija a considérablement baissée suite à son surexploitation notamment pour l'agriculture et la mobilisation des eaux saumâtres de Nebch même partiellement engendre un changement de la qualité, principalement du gout de l'eau distribuée qui est ressenti par le consommateur.

Dans ce contexte la solution de soudure trouvée est celui de la déminéralisation de la nappe de Nech pour combler le déficit. Il convient de rappeler que ce procédé est gourmand en énergie et que le rejet de saumure dans le milieu naturel doit être étudié surtout que la zone d'étude est oasienne.

Pour y parvenir un certain nombre des questions nécessitent des réponses.

Quel est le moyen ou le procédé le plus optimum pour déminéraliser cette ressource saline ?

Quel source d'énergie utilisé?

Quel sera l'impact environnemental notamment le rejet de saumure et quel solution proposée pour traiter ce dernier ?

## **Partie I : Revue bibliographique**

# Chapitre 1 : Généralités sur le Dessalement/Déminéralisation & Normes D'eau potable

## I. Généralités sur le Dessalement/Déminéralisation

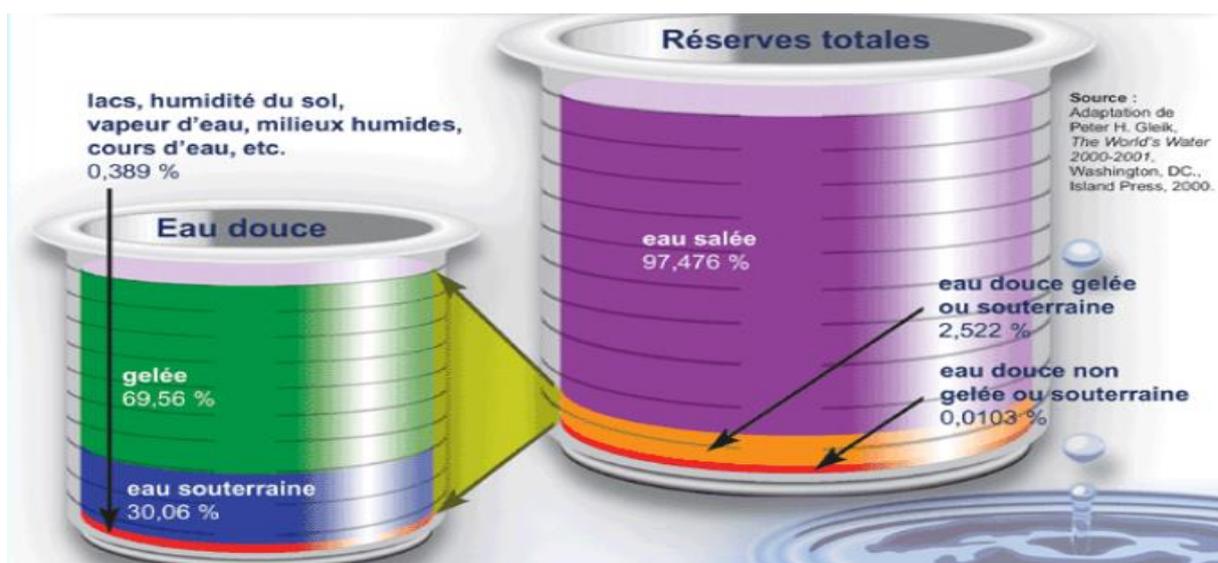
### I.1. Définition

On parle de la déminéralisation lorsqu'on veut rendre potable une eau saumâtre et de dessalement lorsqu'il s'agit de l'eau de mer.

### I.2. Pourquoi déminéraliser/dessaler l'eau saumâtre/de mer ?

#### I.2.1 Contexte global

L'équation de réserve d'eau dans le monde est connue approximativement : près de 72% de la surface total de la terre est recouverte d'eau, mais 97,5% de cette eau est salée et seulement 2,5% représentent l'eau douce des glaciers, des neiges, des rivières, des lacs et des nappes souterraines comme le montre le figure suivant :



**Figure 1: Réserve d'eau dans le monde** (<http://www.cite-sciences.fr>)

Le ressource en eau disponible est estimé à 12 500 Km<sup>3</sup> bien que ce chiffre est constant dans le temps la ressource théorique en eau par habitant ne cesse de baisser. En 1950 cela représentait 16 800 m<sup>3</sup>/habitant contre 6 500 m<sup>3</sup> en 2009 ou la population était de 6,8 milliards d'habitant et l'on prévoit seulement 4 800 m<sup>3</sup> pour 2025. Ces chiffres ne sont que des moyennes, en réalité la répartition de ressource en eau est très inégal. « Si l'Island dispose de 576 000 m<sup>3</sup>/hab/an, un Etat comme Djibouti ne dispose que de 7 m<sup>3</sup>, la bande de Gaza de 59, la Jordanie 260, et l'Egypte un

peu moins du seuil critique<sup>1</sup> tout comme le Maroc, Algérie et Tunisie » (PNUD : [www.undp.org/french/](http://www.undp.org/french/)).

La pénurie d'eau touche tous les continents et plus de 40% de la population de la planète. Actuellement, un milliard de personnes n'ont pas accès à l'eau potable. D'ici 2025, ce sont 1,8 milliard de personnes qui vivront dans des régions victimes de pénuries d'eau absolues.

### **I.2.2 Contexte local**

Au Maroc, les ressources en eau sont limitées et en grande partie déjà mobilisées grâce aux ouvrages de stockage et de transfert actuels. Les précipitations atteignent près de 2000 mm/an dans les zones les plus arrosées au Nord et descendent en dessous de 100 mm dans les zones arides du Sud du pays. Au total, le royaume dispose d'un potentiel naturel de ressources en eau, estimé en moyenne à près de 20,7 milliards de m<sup>3</sup> par an, soit une dotation moyenne par habitant de près de 691 m<sup>3</sup>/an (Etude\_regionale\_dessalement\_fr).

« En plus de la diminution du potentiel des ressources renouvelables s'ajoute la répartition très inégale des ressources en eau entre les différentes régions du pays. En effet, plus de 80% des ressources en eau mobilisables sont situées dans le nord et le centre du Maroc » (T.Benchakroun, 2008).

Pour pallier ses problèmes de pénurie d'eau, le Maroc (qui dispose d'un littoral de 3500 km de long et d'un potentiel renouvelable en eau saumâtre de plus de 500 Mm<sup>3</sup>/an comme le montre le tableau suivant) doit faire appel aux ressources en eau non conventionnelles, notamment le dessalement de l'eau de mer et de l'eau saumâtre (Sinan, 2012).

---

<sup>1</sup> L'ONU considère qu'un pays doit disposer d'au moins 1 700 m<sup>3</sup>/h/an et le seuil de Pénurie a été fixé à 1000 m<sup>3</sup>/h/an.

**Tableau 1 : Nappes saumâtres et partiellement saumâtres au Maroc**

Nappes	Potentiel en Mm <sup>3</sup>	Salinité en g/l
Kert	14	0.6 à 10
Gareb et Bou Areg	52	6 à 8
Rhis – Neckor	17	2 à 5
Triffa	50	Peut atteindre les 8 g/l
Guercif	40	2 à 5
Chaouia Côtière	44	2 à 10
Gharb	75	2 à 10
Sahel	60	2.9 g/l pour El Oualidia
Crétacé d'Errachidia	29	2 à 13
Aïn El Ati	7	4 à 14
Tafilalet	22	0.6 à 10
Tarfaya	10	3.5 en moyenne
Foum El Oued	4	3 à 8
Crétacé (inf. et Sup. du Sahara)	13	2 à 3
Moyenne vallée du Draa	60	0.5 à 16
<b>TOTAL</b>	<b>497</b>	

Source 1: Eaux souterraines saumâtres au Maroc, potentialités en tant que ressources alternatives.

## II. Les eaux salines

Les problèmes de dessalement concernent principalement deux catégories d'eau salée :

- L'eau de mer,
- les eaux saumâtres

### II.1 Composition et salinité de l'eau de mer

La salinité des mers ouvertes sur les masses océaniques (Atlantique, Manche, Mer du Nord, Pacifique) est de l'ordre de 35g/l et c'est cette valeur qui est considérée comme salinité standard de l'eau de mer. Des variations plus ou moins importantes autour de cette valeur moyenne existent en fonction du bilan précipitations-évaporation. La salinité peut être très différente dans le cas des mers fermées ou peu ouvertes sur les masses océaniques :

- Mer Méditerranée 36 à 39 g/l
- Mer Rouge environ 40 g/l
- Mer Baltique 7 g/l
- Mer Caspienne 13 g/l
- Mer Morte 270 g/l
- Golfe Arabo-persique 40 à 70 g/l
- Mer Noire 20 g/l

Toutefois, dans le cas des mers ouvertes la proportion des différents sels en présence est relativement constante comme le montre le Tableau 2. En particulier, la somme des ions chlorures

et sodium représente environ 85% du poids total des sels. Par contre, dans les mers fermées ou les grands lacs salés, la concentration par évaporation à partir d'apports d'eaux de surface faiblement salées mais relativement différentes de celle de l'eau de mer, conduit quelquefois à des compositions ioniques très particulières.

**Tableau 2:** Composition chimique de l'eau de mer (Source 2: Alain Maurel,2001)

		Eau de mer standart	Mediterranée Toulon	Golf arabique Koweit
		ppm	ppm	ppm
Salinité total		35 000	39 000	45 000
Cations	Sodium	10 760	11 835	13 830
	Magnesium	1 294	1 410	1 660
	Calcium	412	450	530
	Potassium	387	440	497
	Total cations	12853	14135	16517
Anions	Chlorure	19 853	21 500	24 900
	Sulfate	2 712	2 700	3 500
	Bicarbonate	142	153	182
	Bromure	67		86
	Total anions	22274	24353	28668

## II.2 Les eaux saumâtres

Généralement on appelle eau saumâtre une eau saline non potable, de salinité inférieure à celle de l'eau de mer. En fait, la plupart des eaux saumâtres ont une salinité comprise entre 1 et 10 g/L. Elles se présentent soit, sous forme d'eaux de surface, soit d'eaux souterraines (dans la plupart de cas).

Leur composition chimique varie énormément d'une région à l'autre et pour une même région d'une saison à l'autre. Ces variations de composition chimique dépendent de plusieurs paramètres : l'eau qui pénètre dans le sol dissout les sels qui composent l'écorce terrestre. Les principaux sels qui peuvent être dissous en assez grandes quantités sont le  $\text{CaCO}_3$ , le  $\text{CaCO}_4$ , le  $\text{MgCO}_3$ , et le  $\text{NaCl}$ . Indépendamment de la composition chimique et de la structure physique des roches, d'autres facteurs interviennent également parmi lesquels :

- La vitesse de circulation de l'eau et par conséquent le temps de contact,
- Les matières déjà dissoutes (la solubilité variant avec la force ionique) : ainsi des eaux chlorurées et gypseuses peuvent contenir en solution des quantités de sulfate de calcium supérieure dans l'eau pure (cas d'eaux souterraines au Qatar),
- Le phénomène d'évaporation (évaporation directe ou évapotranspiration), paramètre principalement lié aux conditions climatique mais aussi à la profondeur du niveau piézométrique des nappes souterraines (influence des irrigations).

### III. Composition d'une installation de déminéralisation/dessalement

On peut diviser une installation de dessalement en 4 postes principaux :

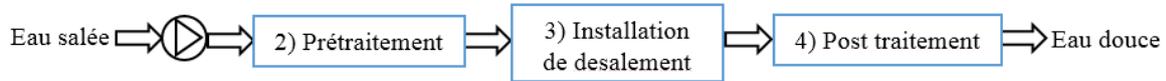


Figure 2: Schéma général d'une installation de dessalement (Source Alain Maurel 2001)

#### L'alimentation en eau de mer

Peut s'effectuer soit par prise directe, soit par puits côtiers. Ce dernier système permet d'obtenir une eau non turbide, ce qui soulage les prétraitements.

#### Le prétraitement

- Chloration : Bloque la prolifération des organismes vivants. Evite l'obstruction des conduites ;
- Filtration : Protège les pompes et assure le bon fonctionnement des pulvérisateurs ;
- Antitartre : La distillation favorise précipitation du carbonate de calcium qui se dépose sur la paroi des échangeurs et réduit le transfert de chaleur.

**L'installation de dessalement** : Diffère selon le procédé utilisé

- Procédés de distillation : L'eau de mer chauffée produit de la vapeur d'eau qu'il suffit de condenser pur obtenir de l'eau pure.
- Procédés membranaires : L'eau et les sels dissous sont séparés au moyen de membranes sélectives.

**Le post-traitement** : permet de potabiliser l'eau en 2 étapes (en sortie de l'unité de dessalement, l'eau n'est pas potable car elle est déminéralisée).

- Correction de la corrosivité : le traitement consiste à ajouter du  $\text{Ca(OH)}_2$  ou du  $\text{CaCO}_3$  .
- Désinfection finale : bien que certains procédés (osmose inverse) retiennent tous les micro-organismes, il est nécessaire d'assurer une désinfection à la sortie de l'usine.

## IV. Déminéralisation/Dessalement dans le monde et au Maroc

### IV.1 Dessalement dans le monde

Selon l'Association internationale du dessalement (IDA) et Suez environnement, près de 16.000 usines seraient en activité dans le monde en 2011 et 17.000 en 2012 réparties dans 120 pays.

Environ 60% de ces usines sont utilisées pour dessaler de l'eau de mer, quelque 21% d'entre elles traitent des eaux saumâtres et le solde sert au traitement des eaux de rivière ou des eaux usées. Les principaux pays ayant recours à cette technique sont les pays du Golfe, et notamment l'Arabie Saoudite et les Emirats arabes unis (EAU), l'Espagne, l'Italie, les Etats-Unis et la Chine. Quant à l'usage de l'eau il est prioritairement destiné à la consommation humaine et industrielle. (<http://www.actu-environnement.com>, du Veolia environnement).

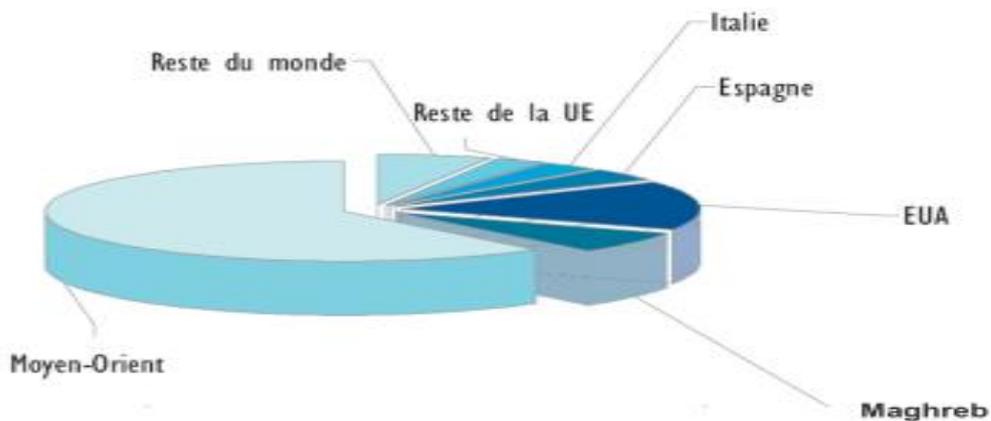


Figure 3: Répartition de dessalement dans le monde

### IV.2 Dessalement au Maroc

#### IV.2.1 Etat de lieu

Depuis la réalisation d'essais de déminéralisation d'eau saumâtre au laboratoire centrale de l'ONEP en 1973, Le Maroc a accumulé une expérience de plus de 30 années dans le domaine du dessalement de l'eau de mer et de l'eau saumâtre, cela représente une capacité installée de 20 000 m<sup>3</sup>/j, soit 2% de la production d'eau potable nationale. Les principales stations sont installées dans le Sud du pays (Laâyoune, Boujdour, Tarfaya et TanTan) en raison de la quasi-absence des ressources en eau conventionnelles dans cette partie du royaume. « La nouvelle stratégie nationale de l'eau prévoit la production d'un volume de 400 Mm<sup>3</sup>/an par dessalement et déminéralisation à l'horizon 2030 » (Sinan 2012) pour répondre au déficit de plus en plus croissant.

Les tableaux suivant résumant successivement l'expérience marocaine et les projets projetés matière de dessalement et de déminéralisation.

**Tableau 3:**L'Expérience marocaine en matière de dessalement(Sinan 2012)

Ville	Mode de Traitement	Nature de l'eau	Capacité de production (m <sup>3</sup> /j)	Année de mise en service	Observations
Tarfaya	ED	Eau saumatre	75	1976	Arret en 1984
	OI	Eau saumatre	120	1983	Arret en 2001
	OI	Eau saumatre	860	2001	
Boujdour	MCV	Eau de mer	250	1977	En arret depuis 1995
	OI	Eau de mer	800	1995	
	OI	Eau de mer	2400	2006	Extension
Smara	OI	Eau saumatre	330	1986	Arret en 1994
Laayoune	OI	Eau de mer	7000	1995	
	OI	Eau de mer	6500	2005	Extension
TanTan	OI	Eau saumatre	3500	2003	

**Tableau 4:** Débit de dessalement et de déminéralisation projeté par l'ONEE BE (Sinan 2012)

Ville	Type de traitement	Débit d'eau potable à produire (L/s)
Boujdour	Dessalement	120
Dakhla	Dessalement	200
Laayoune	Dessalement	300
Sidi ifni,centres et douars avoisinants	Dessalement	200
Al Hoceima et région	Dessalement	200
Tarfaya	Dessalement avec utilisation des énergies renouvelables	40
Zagora	Déminéralisation des eaux souterraines saumatre	60

#### IV.2.2 Exemple de la Station de Laayoune

Le manque de ressources en eau douce dans la région de Laâyoune a conduit l'ONEP à l'utilisation des techniques de dessalement de l'eau de mer et ce pour satisfaire les besoins sans cesse croissants en eau potable de la ville. En 1995, une station de dessalement de l'eau de mer à été construite à

l'entrée d'El Marsa à 25 km de la ville de Laâyoune avec un débit de 7000 m<sup>3</sup> par jour et qui a connu une extension pour porter son débit à 13 000 m<sup>3</sup> par jour en 2005. En 2010, l'ONEP renforce la station de dessalement existante par une nouvelle unité de capacité 13 000 m<sup>3</sup>/j (150l/s). La capacité globale d'eau dessalée sera ainsi portée à 26 000m<sup>3</sup>/j (300 l/s).

Tableau 5: Situation de la station de dessalement de Laayoun Avant 2010

Phase	1	2
Capacité (m <sup>3</sup> /j)	7000	6000
Date de MES	1995	2005
Système de prise	Forages côtiers	
Conductivité eau brute (µs/cm)	47 000	
Taux de conversion (%)	45	50
Consom. Spécifique (Kwh/m <sup>3</sup> )	5	4.6
Pression d'alimentation (bars)	68	
Conductivité eau dessalée (µs/cm)	1100	

Dans le cadre du projet de renforcement de l'AEP de la ville de Laâyoune et de ses agglomérations avoisinantes, l'ONEP renforce la station de dessalement existante par une nouvelle unité de capacité 13 000 m<sup>3</sup>/j (150l/s). La capacité globale d'eau dessalée sera ainsi portée à 26 000m<sup>3</sup>/j (300 l/s).

Tableau 6: La Nouvelle station de dessalement de l'eau de mer de Laayoune (Après 2010)

Cout de projet	240 MDH
Mise en service	novembre 2010
Capacité de production	13 000 m <sup>3</sup> /j
Prise d'eau brute	7 Forages côtiers
Rejet	gravitaire
Type de la membrane	Spiralée
Nombre de train	2
Récupération d'énergie	Echangeur de pression

#### IV.2.3. Cadre de Déminéralisation/Dessalement au Maroc

##### Sur le plan législatif et réglementaire

Les eaux saumâtres et de mer ne sont pas explicitement incorporées dans le texte réglementant le domaine public de l'Etat. Bien que certains aspects tels que occupations temporaires du domaine

public maritime ou forestier, sont régies par des dispositions réglementaires, de nombreux éléments ou étapes constituant les procédés de dessalement ne sont pas couverts par la réglementation en place ou que celle-ci ne le détail pas. C'est le cas :

- Du prélèvement des eaux de mer : autorisation de réalisation d'éventuelles, d'installations de pompage, d'occupation temporaire,...
- De l'approvisionnement en eaux de mer de la station de dessalement : occupation temporaire du domaine public maritime, du domaine forestier (dunes de sable),...
- De l'exploitation de l'unité de dessalement : étude d'impact, autorisation d'établissement classé,...
- Des déversements des déchets liquides par l'unité de dessalement : déversements en mer, émissions de gaz,...

Toutefois, il faut noter que le dahir de 19142, sur le domaine public, se termine par une formule générale « Et, en général, toutes les parties du territoire et tous les ouvrages qui ne peuvent être possédés privativement comme étant à l'usage de tous », qui pourrait laisser entrevoir une solution à la problématique du régime juridique des eaux de mer.

### **Sur le plan institutionnel et organisationnel**

En vertu de la réglementation en vigueur, le dessalement de l'eau de mer, dans toutes ses étapes, nécessite l'intervention de plusieurs Départements Ministériels et Etablissements Publics. Or, aucun de ces départements et établissements n'exerce d'attributions claires dans le domaine du dessalement. (Note de synthèse-version définitif).

---

<sup>2</sup> Et la loi 10 /95 sur l'eau

## V. Normes d'eau potable (marocaine & OMS et UE)

**Tableau 7: Norme d'eau potable (source Lenntech)**

Paramètre	Norme Marocaine (VMA) (2006)	Norme OMS (2006)	UE (2001)
Débit forage total (l/s)			
Température de l'eau °C			
Salinité totale <b>calculée</b> (TDS) en mg/l		<1000	
PH sur terrain	6,5-8,5	6.5-9.5	6,5-9
Conductivité sur terrain à 20°C µS/cm	2700		
Turbidité sur terrain NTU	5.00		
Résidu sec à 105 °C mg/l mesuré			
Résidu sec à 105 °C mg/l <b>calculé</b>			
Sodium mg/l		200.00	150
Potassium mg/l			12
Calcium mg/l		200.00	<100
Magnésium mg/l		150.00	50
Fer total mg/l	0.30		0.2
Manganèse total mg/l	0.50	0.40	0.05
Zinc mg/l	3.00	3.00	5
Cuivre mg/l	2.00	2.00	1
Fluorures mg/l	1.50	1.50	1.5
TH sur terrain méq/l			
TA sur terrain méq/l			
TAC sur terrain méq/l			
Oxydabilité mg O2/l			
Ph d'équilibre			
Tac sur l'équilibre méq/l			
Oxygène dissous mg/l	5<O2<8		
Silicates mg/l			
Ammonium mg/l	0.50		0.5
Nitrates mg/l	50.00	50.00	50
Nitrites mg/l	0.50	3.00	0.1
Chlorures mg/l	750.00	< 250	200
Sulfates mg/l	400.00	500.00	250
Arsenic mg/l	0.01	0.0100	0.05
Baryum mg/l	0.70	0.70	
Cadmium mg/l	0.003	0.003	0.005
Chrome mg/l	0.05	0.05	0.05
Plomb mg/l	0.01	0.0100	0.05
Sélénium mg/l	0.01	0.0100	
Aluminium mg/l	0.2000	0.2000	2

## Chapitre 2 : Les différentes techniques de déminéralisation/dessalement

Les Procédés de dessalement de l'eau de mer sont multiples, On recense 27 procédés différent de dessalement d'après certain auteur .Mais ces différents procédés peuvent être classé en trois grande familles :

- 1) Les procédés faisant intervenir un changement de phase :
  - Evaporation
  - Congélation
- 2) Les procédé de perméation sélective à travers une membrane :
  - Transport d'ions sous l'action d'un champ électrique (électrodialyse) ou d'un gradient de température (thermoosmose).
  - Transfert d'eau sous l'action d'un gradient de pression (osmose inverse) ou sous l'action d'un gradient de température (thermoosmose)
- 3) Les procédés chimiques :
  - Echange d'ions,
  - Extraction par solvant.

En fait, la totalité des installations actuellement en service fait appel à deux grandes familles de procédés : les procédés par évaporations et les procédés des séparations par membranes qui sont plus récents (figure 4).

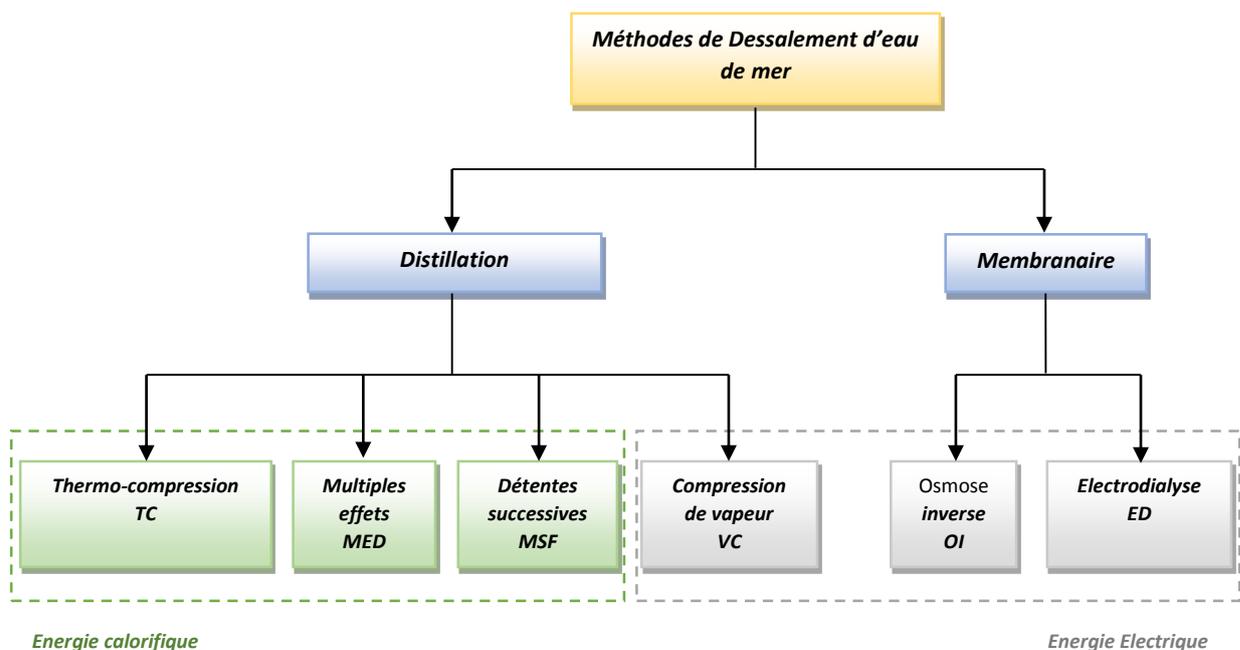


Figure 4: Procédés de dessalement industrialisés

Ci-dessous une introduction sur les différentes techniques de traitement des eaux saumâtres, d'avantages de détails seront présentés pour les procédés à membranes à savoir l'osmose inverse et l'électrodialyse parce qu'ils conviennent plus au traitement des eaux saumâtres que celle de la mer où la salinité est élevée.

### **I. Procédés de distillation**

L'eau de mer chauffée émet une vapeur d'eau pure qu'il suffit de condenser pour obtenir de l'eau douce. Ce principe de dessalement très simple est utilisé depuis des temps forts anciens par les marins. C'est la méthode la plus ancienne, mais la plus grosse consommatrice d'énergie, elle se développe principalement dans les pays où l'installation peut être couplée à une unité de production d'énergie thermique, dont elle utilise une partie de la chaleur basse température. Le distillat est très peu minéralisé (10 à 50 mg.l<sup>-1</sup>), ce qui nécessite une reminéralisation pour obtenir une eau apte organoleptiquement à la consommation humaine. Les procédés de distillation qui peuvent être utilisés sont les suivants :

- Distillation à simple ou multiple effets,
- Distillation par détentes successives appelé aussi MULTIFLASH ou FLASH
- Distillation par compression de vapeur

### **II. Les procédés chimiques**

Dans ces procédés on trouve l'échange d'ions et extraction par solvant. Seul l'échange d'ions est connu.

#### **L'échange d'ions**

Longtemps les eaux saumâtres contenant jusqu'à 2 500 mg.l<sup>-1</sup> de sels ou environ 50 méq.l<sup>-1</sup> de salinité ont été déminéralisées partiellement sur des échangeurs d'ions. L'osmose inverse a fait des progrès tels, que l'échange d'ions est pratiquement supplanté par ce procédé pour les eaux les plus chargées et que la limite économique se trouve maintenant entre 10 et 20 méq.l<sup>-1</sup> (soit environ 500 à 1000 mg.l<sup>-1</sup>). De plus, l'inconvénient de l'échange d'ions est que la régénération s'effectue à l'aide de solutions acides et basiques, qui posent de réels problèmes de traitement et d'évacuation compte-tenu de leurs pH extrêmes.

### **III. Procédés à membranes**

Au lieu d'extraire par évaporation l'eau douce de l'eau de mer ou saumâtre, on peut envisager une séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes sélectives. De tels procédés sont à

priori intéressants puisqu'ils doivent pouvoir fonctionner à la température ambiante et qu'ils n'impliquent pas un changement de phase. Deux procédés utilisant de telles membranes sont actuellement commercialisés : ce sont l'osmose inverse et l'électrodialyse. Au départ ces procédés se sont surtout développés pour le dessalement des eaux saumâtres.

### III.1. l'osmose inverse

#### III.1.1. Principe

Rappelons qu'on appelle osmose le transfert de solvant (eau dans la plupart des cas) à travers une membrane sous l'action d'un gradient de concentration.

Considérons un système à deux compartiments séparés par une membrane permselective et contenant deux solutions de concentrations différentes (figure 5). Le phénomène d'osmose va se traduire par un flux d'eau dirigé de la solution diluée vers la solution concentrée.

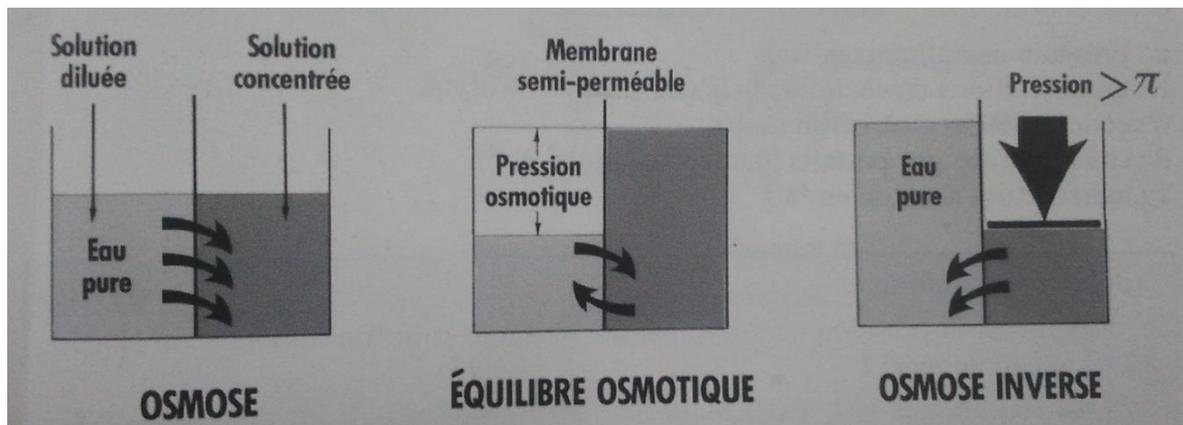


Figure 5: Principe de l'osmose inverse

Si l'on essaie d'empêcher ce flux d'eau en appliquant une pression sur la solution concentrée, la quantité d'eau transférée par osmose va diminuer. Il arrivera un moment où la pression appliquée sera telle que le flux d'eau va s'annuler. Si, pour simplifier, nous supposons que la solution diluée est de l'eau pure, cette pression d'équilibre est appelée pression osmotique.

Une augmentation de la pression au-delà de la pression osmotique va se traduire par un flux d'eau dirigé en sens inverse du flux osmotique, c'est-à-dire de la solution concentrée vers la solution diluée : c'est le phénomène d'osmose inverse.

#### III.1.2. Pression osmotique

Le loi de VAN'T HOFF exprime que la pression osmotique exercée par le soluté est égale à la pression que ce corps aurait exercée dans l'état gazeux parfait dans le même volume  $V$  et à la même température  $T$ . Si le soluté est dissocié en  $i$  ions  $i_h$  pression osmotique sera  $i$  fois supérieure.

La pression osmotique d'une solution est directement proportionnelle à la concentration en soluté :

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

$\Pi$  : pression osmotique en bar,

$i$  : nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte,

$C$  : concentration molaire en mol/l

$R$  : constante des gaz parfaits (0.0821.bar.mol<sup>-1</sup>.k<sup>-1</sup>) ;

$T$  : température absolue en °k,

On peut approcher la valeur de  $\Pi$  à l'aide de la relation suivante :

$$\Pi = k \times \text{SDT} [(T+320) / 345]$$

Où :

$k$  : 0,7 pour les eaux saumâtres

SDT : sels dissous totaux (g.l<sup>-1</sup>)

$T$  : température de l'eau (°C)

**Exemple** : pour une salinité moyenne de 3 g.l<sup>-1</sup> (cas de Zagora) et une température de 20°C :  $\Pi = 0,7 \times 3 [(20+320)/345] = 2.07$  bar.

### III.1.3. Schéma général d'une installation d'osmose inverse

Les principaux constituants d'une installation d'osmose inverse sont les suivants (figure 6) :

- La membrane proprement dite,
- Le module,
- La pompe haute pression,
- Eventuellement un système de récupération d'énergie
- Le poste de prétraitement

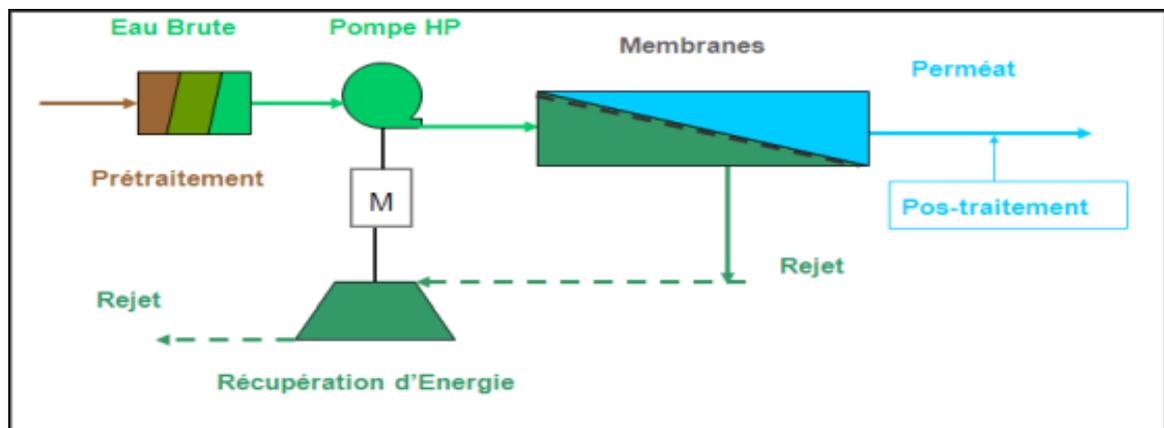


Figure 6: Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse (Source 3:P.CORSIN )

L'écoulement du fluide à filtrer est continu et tangentiel comme cela est explicité sur la figure 6 .La solution à traiter (débit  $QO$  ) se divise au niveau de la membrane en deux parties de concentrations différentes :

- Une partie qui passe à travers la membrane ou perméat (débit  $Qp$ ),
- Une partie qui ne passe pas à travers la membrane appelée concentrât ou retentât (débit  $Qc$ ) et qui contient les ions, molécules ou particules retenues par la membrane.

L'objectif de l'écoulement tangentiel est d'éviter, autant que faire se peut, l'accumulation continue sur la membrane des espèces (particules, molécules, ions) retenues par cette dernière.

#### **III.1.4. Les membranes**

Les membranes sont fabriquées en acétate de cellulose, en polyamides ou en polysulfones. La couche active (barrière) est le plus souvent en polyamide.

En osmose inverse les transferts de solvant et de soluté se font par solubilisation-diffusion. Toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent à travers la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci. Le transfert ne dépend donc que de la solubilité des composants ioniques dans le milieu membranaire. Les séparations sont donc d'origine chimique et sont liées au pouvoir solvant de la membrane.

Une membrane est caractérisée par :

- Sa sélectivité (taux d'élimination des chlorures par exemple, pour des membranes d'eau saumâtre : 98 à 99.5% en fonction de la pression appliquée),
- Sa perméabilité (l/h/m<sup>2</sup> par bar),
- Sa résistance au pH, à la température, au chlore

#### **III.1.5. Les modules**

Les membranes peuvent se présenter sous forme :

- de tubes (réservés à l'industrie agro-alimentaire) ;
- de fibres creuses (destinées au dessalement de l'eau de mer)
- de feuilles (emploi en eaux saumâtres et eaux de mer)

Elles sont assemblées en modules.

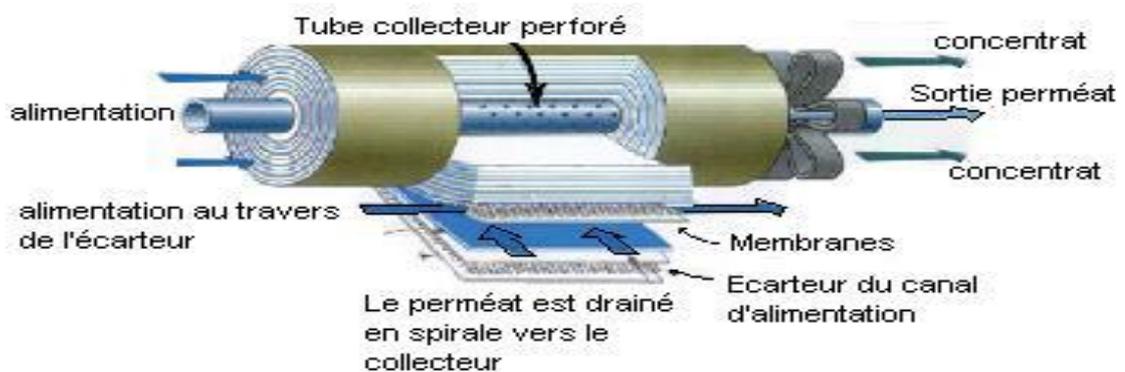
Les feuilles peuvent être configurées soit en modules plans, soit en modules spiralés. Les modules spiralés sont les plus généralement utilisés pour tout type d'eau et pour une large gamme de

capacités, alors que les modules plans sont d'un usage peu courant, et surtout réservés aux petites capacités de production.

### Comparaison entre les différentes membranes et modules

Tableau 8: Comparaison entre les différentes membranes et modules (Osmose inverse)

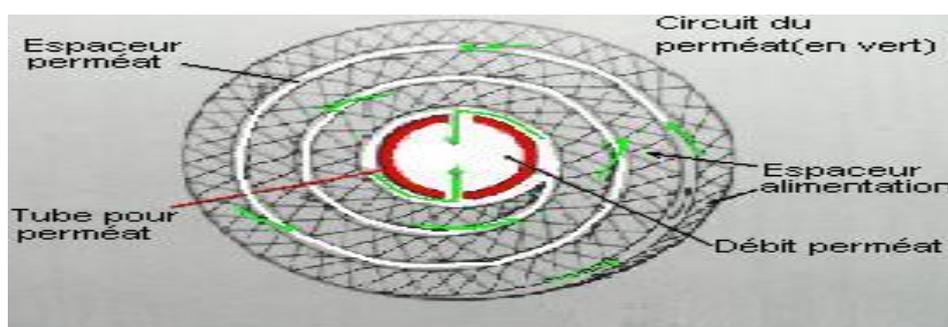
Module	Unité	Tubulaire	Plan	Spirale	Fibre creuse
S membrane	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	300	300	1000	15000
Débit	L/h/m <sup>2</sup>	~30	~30	~30	~3
Capacité de production	m <sup>3</sup> / m <sup>3</sup>	~9	~9	~30	~45
Prétraitement		simple	simple	moyen	élevé
Colmatage		faible	faible	moyen	élevé



**Figure 7:** module spirale

Dans ce type de module, les membranes planes sont enroulées autour d'un tube perforé et creux destiné à collecter le perméat.

L'eau à traiter entre à une extrémité du module et s'écoule tangentiellement aux membranes, qui sont séparées par un espaceur pour former la zone d'alimentation. L'eau traverse radialement les membranes qui arrêtent les sels pour produire le perméat. Les eaux concentrées sortent à l'autre extrémité du module.



**Figure 8:** Membrane

Il y a 4 diamètres de modules spirales : 2.5", 4", 8" et le 16''.

### III.1.6. Les corps de pression

Les modules sont regroupés en séries dans des corps de pression et le nombre de modules par corps de pression varie entre 1 et 8 :

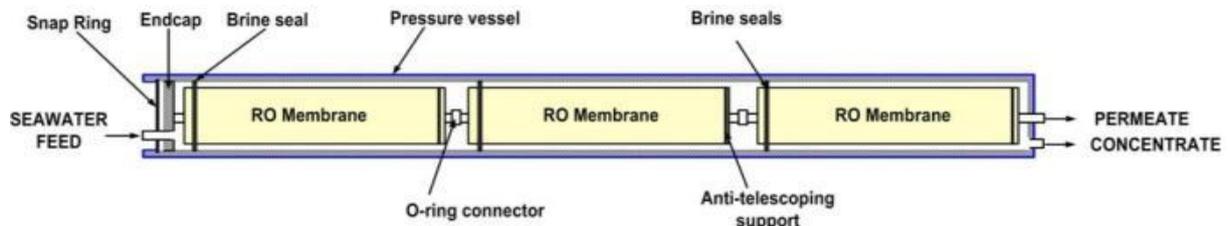


Figure 9: Corps de pression

Les corps de pression sont alors arrangés en parallèle et disposés en deux ou trois étages. La configuration en plusieurs étages consiste à alimenter le deuxième étage par le concentrat du premier étage, et ainsi de suite. Cela permet d'obtenir un meilleur taux de conversion.



Figure 10: Rack de tubes de pression d'osmose inverse

### III.1.7. Pompe haute pression

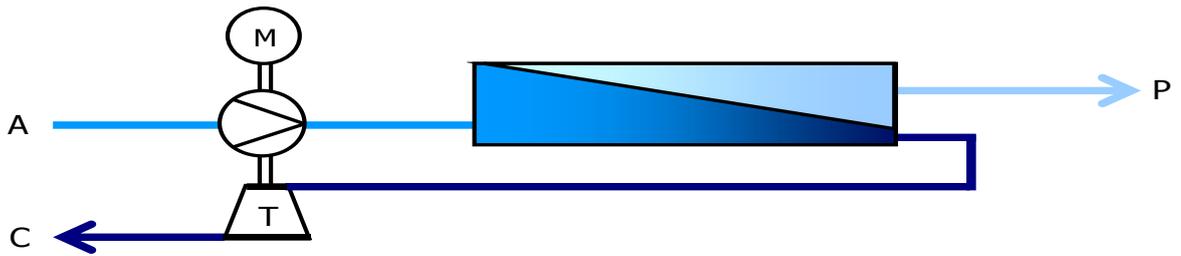
Avant d'entrer dans les membranes d'osmose inverse, l'eau saumâtre prétraitée est pressurisée au moyen de pompes haute pression. La pression d'alimentation est déterminée en fonction de la température et de la salinité de l'eau d'alimentation.

Leur débit dépend de la production souhaitée et du taux de conversion adopté (débit perméat : débit d'alimentation x 100).

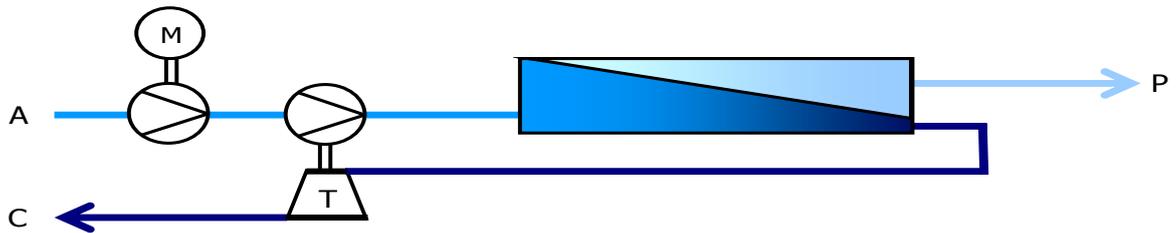
### III.1.8. Récupération d'énergie

Les principaux systèmes de récupération d'énergie du concentrat sont :

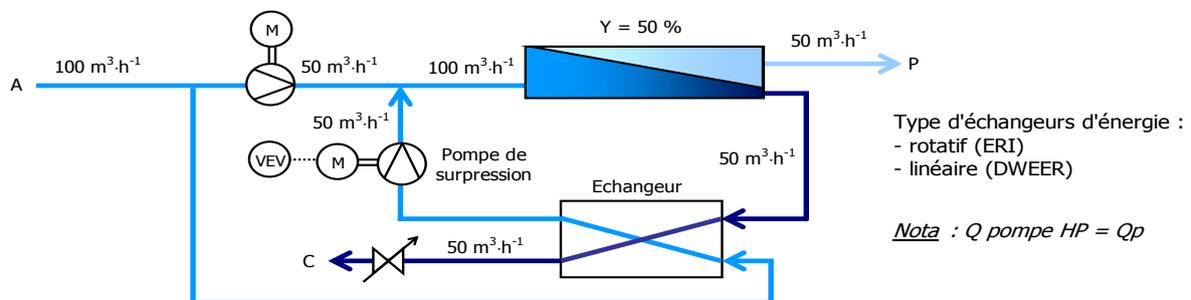
- Les turbines type Pelton, alimentées par le circuit concentrat et venant entraîner les pompes haute pression, en complément de leur moteur électrique,



- Les turbo-pompes, montées en série sur le circuit d'alimentation et entraînées par le circuit concentrat,



- les échangeurs de pression, montés sur le circuit concentrat, avec pompe booster en aval pour compenser la perte de charge de l'échangeur.



Ces différents procédés sont mis en œuvre de façon systématique sur des systèmes de dessalement d'eau de mer, étant donné les pressions importantes d'alimentation (plus de 60 bar), et les taux de conversion faibles (40 à 50%), ce qui permet d'amortir très rapidement le coût d'investissement par rapport au gain énergétique.

En dessalement d'eaux saumâtres, la mise en œuvre dépend de la salinité des eaux et du taux de conversion.

### III.1.9. Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse

Taux de conversion, taux de rejet, débit spécifique :

- **Taux de conversion :**

Le taux de conversion (Y) est, par définition, la fraction du débit de liquide inverse la membrane :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0}$$

- **Sélectivité**

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

$$TR = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0}$$

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

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

Le soluté de référence est souvent le chlorure de sodium (NaCl), compte tenu du fait que la déminéralisation des deux est l'application la plus importante de l'osmose inverse. On trouve ainsi couramment des membranes qui ont été développées soit pour le dessalement de l'eau de mer et qui ont un taux de rejet au NaCl de 99% environ, soit pour le dessalement des eaux saumâtres et qui ont un taux de rejet au NaCl de 96% et ceci pour des conditions opératoires déterminées (pression, température, taux de conversion).

- **Débit spécifique ou densité du flux volumique**

Pour une sélectivité donnée, le débit par unité de surface (densité de flux volumique) doit être le plus élevé possible de manière à minimiser la surface de membrane à mettre en œuvre et par la même l'investissement. Le débit spécifique s'exprime le plus souvent en litres.heure<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>.

- **Mise en œuvre de la technologie/ Conditions de fonctionnement**

Pour qu'un procédé d'osmose inverse fonctionne correctement, il est évidemment nécessaire de disposer d'une bonne membrane et d'un module adapté. Mais ceci n'est pas suffisant. la mise en œuvre de la technologie disponible, le choix des conditions de fonctionnement (pression, vitesse, température...) sont d'une importance capitale si l'on veut maintenir constantes les performances du système le plus longtemps possible, à savoir : perméabilité au niveau le plus élevé et sélectivité à la valeur désirée.

- **Choix du type de procédé**

Dans le cas du dessalement de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, seul un procédé continu est utilisé, les modules étant montés en série-rejet ou en série-production.

- Série-rejet : c'est-à-dire le rejet du premier étage alimente les modules du second étage on parle dans ce que du premier et second étage montage est utilisé lorsque l'on veut obtenir un taux de conversion élevé sur une unité d'osmose inverse.
- Montage série-production : on parle aussi de la notion de pass, il est utilisé quand la sélectivité de la membrane n'est pas suffisante pour arriver à une certaine qualité de l'eau. Le permet du premier tube de pression passe dans un deuxième tube de pression.
- **Choix de la pression de fonctionnement**

Le choix de la pression de fonctionnement est lié à des considérations d'abord technique ensuite économique

- **Considérations technique**

La pression de fonctionnement doit évidemment être supérieure à la pression osmotique (35 bar par exemple pour une solution Na Cl à 35g/l).

La sélectivité d'une membrane d'osmose inverse augmentant avec la pression, on pourra dans certains cas être amené à choisir la pression en fonction de la sélectivité souhaitée pour la membrane.

Pour une vitesse de circulation donnée, il existe une pression limite au-delà de laquelle le flux de perméat n'augmente plus par suite de phénomène de polarisation de concentration. Il est donc impératif de connaître cette valeur limite, de manière se situe nettement au-dessous.

Lorsque la pression est trop élevée se posent des problèmes de tenue mécanique des membranes (compactage), ainsi que des modules. Actuellement la pression maximale se situe aux environs de 70-80bar.

- **Considérations économiques**

Comme pour tout procédé de séparation, le choix de la pression de fonctionnement doit faire l'objet d'une optimisation entre le coût de la consommation énergétique et le coût lié à la surface de membranes. En effet, lorsque la pression augmente, la consommation d'énergie devient plus importante. Par contre, pour une production donnée, la surface de membranes nécessaire devient plus faible (figure 11).

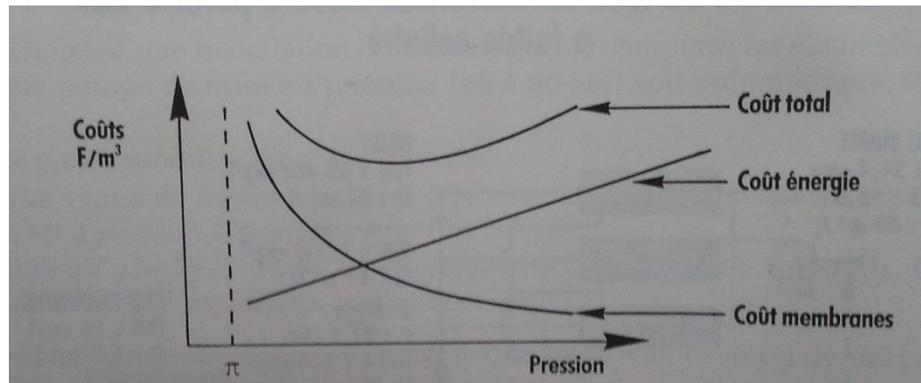


Figure 11: Choix de la pression de fonctionnement.

- **Choix de la température**

Le choix de la température de fonctionnement d'une unité d'osmose inverse est déterminé en fonction des concentrations suivantes :

- Pour une pression donnée, le compactage d'une membrane est d'autant plus important que la température est élevée
- Le débit d'eau à travers la membrane augmente avec la température par suite de la diminution de la viscosité. Cette augmentation est d'environ 3% par degré Celsius. Il en résulte que l'on peut :
  - Soit augmenter la température en récupérant éventuellement des calories disponibles (des couplages avec des installations de distillation à multiples effets sont actuellement envisagés) ;
  - Soit diminuer la pression de fonctionnement si la température est trop élevée

- **Choix du taux de conversion**

Rappelons que le taux de conversion  $Y$  est le rapport entre la quantité d'eau douce produite et la quantité d'eau de mer ou d'eau saumâtre entrant dans l'installation :

$$Y = \frac{\text{Quantité d'eau douce produite}}{\text{Quantité d'eau brute nécessaire}} \times 100$$

Le choix de la valeur de ce paramètre résulte d'un compromis entre des considérations économiques et des considérations techniques

- Du point de vue économique ; on a en effet intérêt à adopter un taux de conversion le plus élevée possible, de manière à diminuer la quantité d'eau brute entrant dans l'installation, d'où des investissements plus faibles (groupes électropompes, filtres...) et une consommation d'énergie réduite ;

- Du point de vue technique ; un taux de conversion élevé a pour conséquence une concentration du circuit saumure plus importante d'où des risques de précipitation des sels peu solubles et une augmentation de la salinité de l'eau produite.

### **III.1.10. Avantages et Inconvénients de l'osmose inverse**

Les avantages et inconvénients de cette technique sont les suivants :

- **Avantages**
  - L'osmose inverse est le mécanisme de filtration les plus efficace.
  - Faible demande d'énergie par rapport au procédé de distillation.
  - Les éléments nocifs présents dans l'eau sont éliminés.
  - les bactéries et virus ne peuvent pas passer à travers les membranes.
  - Beaucoup de fournisseurs existent à présent sur le marché.
  - La recherche et développement est en constante évolution, ce qui permet encore de s'attendre à des améliorations du procédé.
  - Le procédé est largement utilisé dans le monde pour le dessalement d'eaux saumâtres ou d'eau de mer
  - Le procédé est connu et déjà mis en œuvre dans des usines exploitées par l'ONEE branche EAU.
- **Inconvénients**
  - certains minéraux alcalins bénéfiques sont également supprimés, ce qui rend l'eau plus acide par conséquent nous devons mettre en place un traitement de post traitement pour reminéraliser l'eau.
  - Les pertes en eau sont assez importantes par rapport à l'électrodialyse.

### **III.2. L'électrodialyse**

#### **Principe**

L'électrodialyse est un procédé à membranes très ancien puisque la première installation date des années 1960. Ce procédé consiste à éliminer les sels dissous dans l'eau saumâtre par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique (Figure 12).

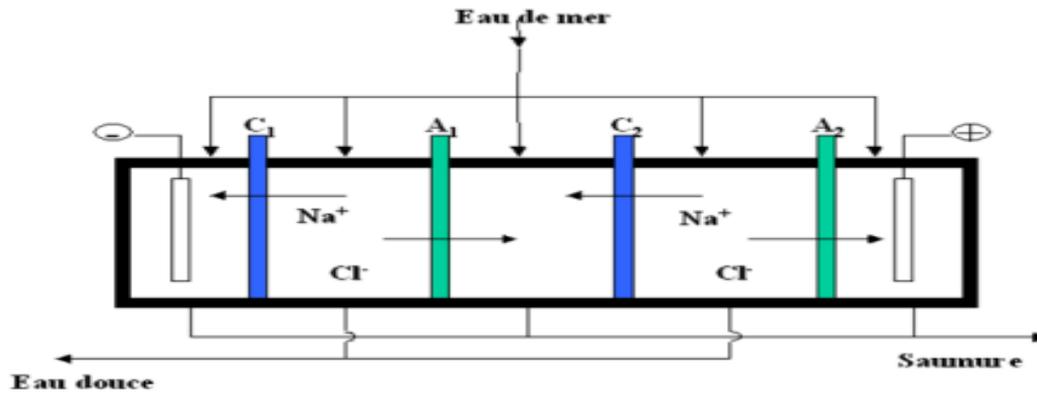


Figure 12: Principe de dessalement d'une eau saline par électrodialyse.

Soit une cellule d'électrodialyse dans laquelle on fait circuler une solution saline : leurs cations vont se diriger vers la cathode et les anions vers l'anode. Si l'on intercale entre les électrodes des membranes perméables respectivement aux anions et aux cations, il y aura concentration et recombinaison des ions dans certains compartiments où la solution s'enrichira en sels (compartiments de concentration), alors que dans les autres la salinité diminuera (compartiments de déminéralisation).

On peut ainsi obtenir, à partir d'une eau saline, une eau à la salinité désirée (500 ppm dans la plupart des cas).

Un des inconvénients de cette technique est que les bactéries et les virus restent dans l'eau traitée

Les autres inconvénients du procédé sont l'impossibilité d'obtenir des eaux fortement déminéralisées, la limitation du taux d'élimination des sels, la formation de chlore à l'anode, et l'utilisation de tensions relativement élevées en courant continu. Ces deux derniers points peuvent poser des problèmes de sécurité.

Cependant, le taux de conversion est plus élevé que pour l'osmose inverse, ce qui diminue la quantité de rejets à traiter et présente donc un avantage lorsque l'on a un problème de gestion des rejets.

#### IV. comparaison entre les différentes techniques

Tableau 9: Comparaison Technique des Procédés de Dessalement

Procédé	Distillation à effet multiple	Distillation par compression mécanique de la vapeur	Distillation par Thermo-compression	Distillation par détentes successives	Osmose inverse
<b>Débit d'eau de mer/ Débit production</b>	3 à 4	2à 3 avec recyclage.	3 à 4	3à 4 si recyclage saumure, sinon 7 à 9.	1,5 à 2,5 selon salinité.
<b>Prétraitement :</b>					
<b>Chloration</b>	Requise.	Requise (peut être supprimée si alimentation directe par forage).	Requise.	Requise.	Requise (peut être supprimée si alimentation directe par forage exempt de micro-organisme).
<b>Filtration</b>	Tamissage à 0,5mm.	Tamissage à 0,5mm.	Tamissage à 0,5mm.	Tamissage à 0,5mm.	Filtration fine ou mieux microfiltration sur membrane. Objectif : SDI < 5.
<b>Antitartre</b>	Injection d'un séquestrant.	Injection d'un séquestrant.	Injection d'un séquestrant.	Injection d'un séquestrant + acidification + dégazage du CO <sub>2</sub>	Injection d'un séquestrant + acidification éventuelle.
<b>déchloration</b>	Non requise.	Non requise.	Non requise.	Non requise.	Requise. Objectif : chlore < 0,1 mg/L.
<b>Température de fonctionnement</b>	60 à 70 °C	60 à 70 °C	60 à 70 °C	entre 80 et 120 °C	Température de l'eau de mer. Optimum : 25°C.
<b>Salinité eau produite</b>	1 à 50 mg/L	1 à 50 mg/L	1 à 50 mg/L	50 à 100 mg/L	De l'ordre de 500 mg/L.
<b>Énergie électrique (hors pompage de prise d'eau en mer et de reprise)</b>	1 à 2 kWh/m <sup>3</sup>	12 à 17 kWh/m <sup>3</sup> Si 1 effet. 7 à 9 kWh/m <sup>3</sup> Si 2 effets.	1 à 2 kWh/m <sup>3</sup>	1 à 3 kWh/m <sup>3</sup>	7 à 10 kWh/m <sup>3</sup> sans récupération d'énergie. 5 à 7 kWh/m <sup>3</sup> avec récupération d'énergie.
<b>Énergie vapeur</b>	Approximativement, le GOR (1) est presque égal au nombre d'effets. Dans le cas le plus répandu GOR = 4. Possibilité de monter jusqu'à GOR = 10.	Aucune.	8 < GOR <16 selon le nombre d'effets.	6 < GOR < 12	Aucune.
<b>Échelle de capacité</b>	10 à 25 000 m <sup>3</sup> /j	< 5 000 m <sup>3</sup> /j	10 à 25 000 m <sup>3</sup> /j	> 25 000 m <sup>3</sup> /j	Technologie modulaire qui s'adapte à toutes les capacités.
<b>Avantages</b>	Coût de l'ordre de 15 à 20 % moins cher que la distillation à détentes successives.	Pas de vapeur. Simplicité du fonctionnement.	S'adapte à des pressions absolues de vapeur de l'ordre de 1,5 à 45 bars.	Technique éprouvée ayant la faveur des autorités.	Énergie consommée diminue avec la salinité de l'eau brute.

(1) GOR *Gain Operating Ratio* (masse d'eau produite par kilogramme de vapeur consommée).

Source 4: SEDRATI & RHAMI, 2009

## Chapitre 3 : Sources d'énergie

La source d'énergie d'une unité de dessalement reste la problématique centrale, elle peut représenter jusqu'à 50% (cas d'énergie fossile) du coût de production d'eau dessalée (figure 13).

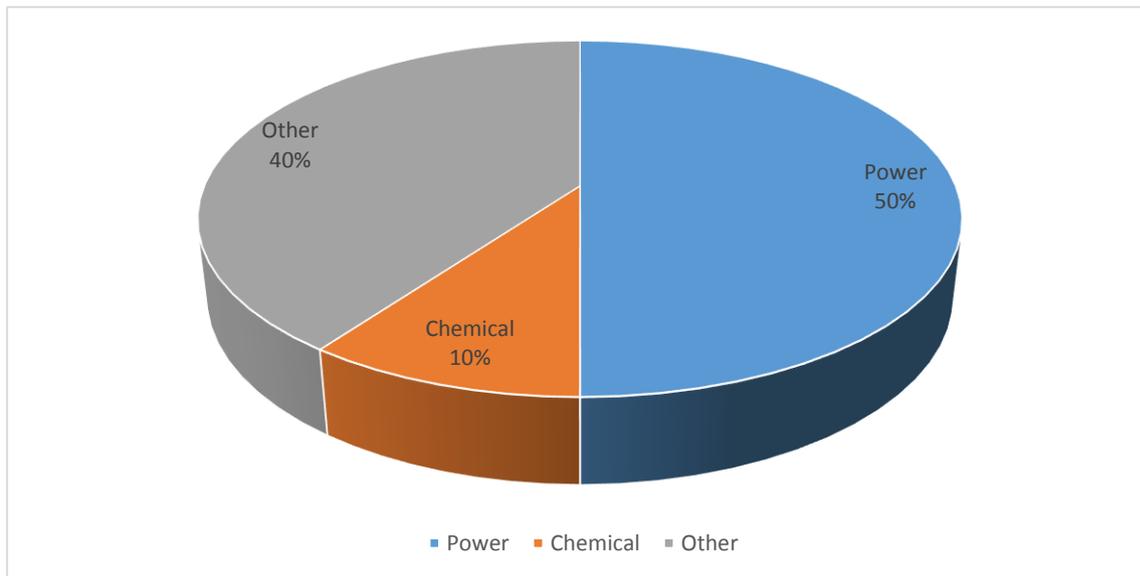


Figure 13: Répartition de cout pour le dessalement (cours de dessalement GRII)

### I. Energie utilisées pour le dessalement

#### I.1. Energie fossile

Reste la principale source d'énergie pour produire de l'eau potable par les procédés de dessalement ;

Utilisée soit directement, par combustion de fuel dans des chaudières, dans le cas du MSF et du MED ou indirectement, via le réseau électrique dans le cas du MVC et des techniques membranaires (l'osmose inverse et l'électrodialyse).

Quantitativement limitée à l'échelle du globe et responsable de l'augmentation Excessive du taux de gaz carbonique(CO2) et par conséquent nuisible à l'environnement.

## **I.2. Turbine à gaz**

La puissance électrique est produite par une turbine à gaz (alimentée en énergie fossile). La chaleur générée par l'usine est utilisée pour produire de la vapeur à pression moyenne grâce à un échangeur de chaleur. Cette vapeur est ensuite utilisée dans l'usine de dessalement pour la production d'eau douce.

## **I.3. Turbine à vapeur**

Cet arrangement associe une chaudière à haute pression avec une turbine à vapeur pour produire l'électricité et fournir la vapeur à basse pression pour l'unité de dessalement.

## **I.4. Central nucléaire**

Technologie très limitée pour les raisons suivantes :

- Le dessalement « nucléaire » n'est compétitif avec l'énergie fossile qu'à grande échelle, l'avantage économique du nucléaire pourrait permettre la production de grandes quantités d'eau douce.
- Les centrales nucléaires et les usines de dessalement ont une caractéristique en commun : toutes les deux exigent de frais de premier établissement importants.
- Délais importants pour la réalisation des réacteurs nucléaires (quatre ans minimum sans compter le délai des études) ;
- Opposition publique importante.

## **II. Association des énergies renouvelables avec des procédés de dessalement**

### **II.1. Généralités**

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

- Le coût élevé des énergies renouvelables est dû en particulier aux rendements de captation en générale faibles et aux conditions climatiques souvent hostiles (atmosphère marine, température torrides, éventuellement cyclones...). Ce coût élevé de la source d'énergie va impliquer l'utilisation de procédés de dessalement à très hautes performances.

- L'énergie solaire est discontinue et ceci à double titre d'une part par alternance régulière jour/nuit et d'autre part les aléas climatiques plus arbitraires. En effet, compte tenu du coût élevé des installations de dessalement, il est indispensable économiquement de faire fonctionner de telles installations 24h/24. L'alternance régulière jour/nuit va nécessiter un stockage limité. Quant aux aléas climatiques ils nécessiteront un stockage plus important si l'on veut assurer une production nominale en tout temps.

## II.2. Distillateur solaire direct

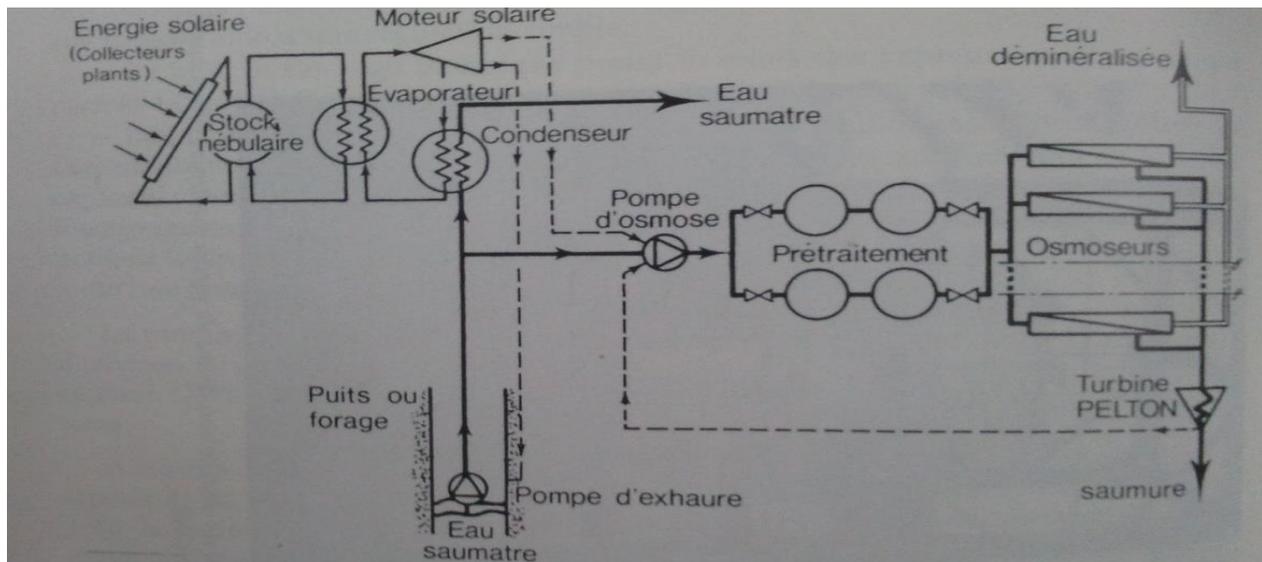
Compte tenu de sa faible productivité (environ 4 l/jour/m<sup>2</sup>) et son coût de production élevé (entre 6,5 et 13 €/m<sup>3</sup>), cette technique est réservée aux installations de petite taille et loin de toute autre source d'énergie. (Maurel A., 2006)



Figure 14: Distillateur solaire direct (source : Maurel A., 2006)

## II.3. Osmose inverse et énergie solaire (photovoltaïque)

L'osmose inverse couplée avec PV utilise une pompe solaire dont le principe consiste à utiliser la chaleur émise par le soleil comme source chaude et l'eau pompée comme source froide. Entre ces deux sources de chaleur, d'après le principe de Carnot, il est possible d'obtenir de l'énergie mécanique en utilisant un moteur à piston ou une turbine.



**Figure 15** : schéma de principe d'une unité d'osmose inverse couplée directement à une pompe solaire (Alain MAUREL 2001)

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

## II.4. Association de l'osmose inverse avec l'énergie éolienne

Deux systèmes de couplage avec aérogénérateur existent :

### II.4.1. Couplage direct

Ce système de couplage de plus simple, consiste à utiliser l'énergie délivrée aux bornes de l'aérogénérateur sous forme de courant alternatif 380 V directement dans le récepteur, en l'occurrence l'unité de dessalement.

Le fonctionnement au fil du vent par couplage direct de l'aérogénérateur avec l'unité de dessalement présente plusieurs avantages :

- grande simplicité,
- rendement optimal,

- utilisation de matériel standard,
- Investissement minimal.

Mais ce système présente de nombreux inconvénients en particulier dans les sites où le vent fluctue par rapport à la vitesse nominale :

- Nombre élevé des démarrages-arrêts lors des périodes de transitoires où le vent souffle aux environs de  $V_n$  ou en rafales. Ces démarrages provoquent des <<coups de bélier>> dans l'unité de dessalement, fatiguant le matériel et diminuant de manière sensible sa longévité (problème des modules d'osmose inverse en particulier).
- Complexité de l'armoire électrique de commande et de contrôle de l'unité de dessalement : condensateurs pour assurer le démarrage, résistances pour éviter les battements...
- Fonctionnement de l'unité de dessalement uniquement lorsque l'on a  $V > V_n$ . Il en résulte que l'énergie fournie par l'aérogénérateur pour  $V_i \leq V \leq V_n$  est inutilisée.
- Nécessité d'associer une unité de dessalement de puissance identique (et même légèrement inférieure) à la puissance de l'aérogénérateur. La diminution du rendement du groupe électropompe ou de la turbine PELTON au cours du temps peut entraîner une impossibilité de couplage.

#### **II.4.2. Couplage avec batterie et unité de dessalement en courant continu**

Ce schéma est simple et utilisé dans la technique des énergies renouvelables. Il consiste à redresser le courant alternatif en sortie d'aérogénérateur et d'alimenter l'unité de dessalement en courant continu :

- soit directement si  $V > V_n$ ,
- soit indirectement par l'intermédiaire d'un stockage d'énergie sur batteries si  $V_i \leq V \leq V_n$ ,
- récupération quasi complète de l'énergie produite par l'aérogénérateur en particulier pour  $V_i \leq V \leq V_n$
- réduction du nombre de démarrages-arrêts d'où augmentation de la fiabilité du matériel,
- simplification de l'armoire électrique de commande et de contrôle,
- possibilité de faire fonctionner une unité de dessalement de puissance différente de celle de l'aérogénérateur

IL présente toutefois quelques inconvénients :

- coût élevé des moteurs à courant continu et du stockage d'énergie,
- rendement énergétique du système relativement faible dû aux pertes dans le redresseur et le stockage.

## **II.5. L'exemple de TAN-TAN : Dessalement de l'eau de mer par énergie éolienne**

L'ONEE BE a lancé en décembre 2002 en collaboration avec le CDER (l'actuel ADEREE), une étude de faisabilité technico-économique sur le dessalement de l'eau de mer par énergie éolienne dans la région de TAN-TAN. Cette étude a été achevée au cours du troisième trimestre 2006.

Le parc éolien alimente en électricité la station de dessalement, l'excédent d'énergie est injecté dans le réseau national. Dans le cas où la production éolienne est insuffisante, l'usine de dessalement est alimentée par le réseau national.

La capacité de la station de dessalement est de 6048 m<sup>3</sup>/j en 2007 (parc éolien de 5.6 MW), 9502 m<sup>3</sup>/j en 2010 (parc éolien de 8.8 MW) et 11232 m<sup>3</sup>/j en 2015 (parc de 11.2 MW).

## **Chapitre 4 : Etude d'impact du rejet de Station sur l'environnement**

### **I. Décret n° 2-04-553 du 13 hija 1425**

L'article premier de ce décret n°2-04-553 du 24 Janvier 2005, définit le déversement comme étant tout déversement, écoulement, rejet, dépôt direct ou indirect dans une eau superficielle ou une nappe souterraine susceptible d'en modifier les caractéristiques physiques, y compris thermiques et radioactives, chimiques, biologiques ou bactériologiques.

Ce décret repose essentiellement sur les principes suivants :

- L'unité de gestion de l'eau est le bassin hydraulique : la demande de l'autorisation de déversement est adressée au directeur de l'Agence du bassin hydraulique concernée. La décision d'autorisation fixe notamment :
- L'identité de l'attributaire de l'autorisation de déversement ;
- Le lieu de déversement ;
- La durée de l'autorisation qui ne doit pas dépasser 20 ans, renouvelable par tacite reconduction ;
- Les modalités de l'échantillonnage et le nombre des analyses des déversements que l'attributaire doit faire par un laboratoire agréé ;
- Les quantités des grandeurs caractéristiques de l'activité à déclarer annuellement à l'agence de bassin par les entités génératrices des eaux usées industrielles ;
- Les valeurs limites des rejets ;
- Les modalités de recouvrement de la redevance ;
- Les échéanciers dans lesquels les déversements doivent se conformer aux valeurs limites.
- Les caractéristiques physiques, chimiques, biologiques et bactériologiques de tout déversement doivent être conformes aux valeurs limites de rejets, fixées par arrêtés conjoints des autorités gouvernementales chargées de l'intérieur, de l'eau, de l'environnement, de l'industrie et de toutes autres autorités gouvernementales concernées ;
- L'eau est une ressource naturelle dont il est nécessaire de reconnaître la valeur économique, à travers l'application du principe pollueur-payeur.

Le présent décret mentionne l'habilitation des Agences de Bassins Hydrauliques à percevoir des redevances. Ces dernières sont dues en contrepartie de l'autorisation de déversement que délivre l'agence de bassin, et ce lorsque le déversement est susceptible d'en modifier les caractéristiques

physiques, chimiques ou bactériologiques, et celui de l'utilisation de l'eau du domaine public hydraulique.

Le produit des redevances de déversement est destiné par l'agence du bassin à l'octroi des aides financières pour la dépollution et pour l'assistance technique à toute personne physique ou morale qui entreprend des actions spécifiques de dépollution des eaux.

Parmi les impacts dus à une usine de dessalement, il y a ceux qui se limitent à la phase de construction et ceux qui sont liés à la phase d'exploitation. Les impacts commencent avec la transformation de l'occupation du sol, puis continuent avec des conséquences visuelles et des nuisances sonores pour s'étendre à des émissions dans l'atmosphère et des rejets dans l'eau ainsi qu'à des dommages potentiels pour le milieu récepteur.

## **II. Origine et type des émissions et rejets**

### **II.1. Émissions atmosphériques**

En général, les émissions atmosphériques des usines de dessalement consistent seulement en azote et oxygène provenant d'usines de distillation qui utilisent des procédés de désaération pour réduire la corrosion, en rejets des éjecteurs (usines MSF) ou des dégazeurs (usines OI).

En outre, la production d'énergie destinée à être utilisée dans les usines de dessalement accroît les émissions atmosphériques. Des augmentations substantielles des émissions atmosphériques peuvent également se produire si une centrale thermique ou une installation de production couplée est construite dans le cadre d'un projet de dessalement.

### **II.2. Rejets chimiques**

Toutes les usines de dessalement utilisent des produits chimiques pour le prétraitement de l'eau d'alimentation ainsi que le post-traitement de l'eau produite. La plupart des produits sont utilisés avant tout comme agents biocides, antitartre, antisalissures et antimousse, et ils finissent par modifier la composition de la saumure concentrée. La présence de certains métaux, qui sont des produits de la corrosion du circuit, influent aussi sur la composition de la saumure concentrée.

### **II.3. La saumure concentrée**

Les usines de dessalement rejettent en fait la même charge de constituants de l'eau de mer que celle qu'elles ont reçue, mais dans un volume d'eau moindre.

Avec le procédé MSF, un taux de récupération habituel sur la base de l'eau d'alimentation est de 10% et la salinité de la saumure concentrée est donc 1,1 fois plus élevée que celle de l'eau d'alimentation. Le concentré est généralement dilué par deux avec l'eau de refroidissement avant d'être rejeté, et par conséquent le facteur de concentration est de 1,05, ce qui réduit les impacts sur l'environnement. Avec le procédé OI, le facteur de conversion varie de 30 à 70%. Dans ce cas, la salinité du concentré est de 1,3 à 1,7 fois plus élevée que celle de l'eau d'alimentation. Si l'on admet une salinité type de 39 ‰ pour la Méditerranée orientale, cela signifie que la saumure issue des usines OI varie en moyenne d'environ 51 à 66 ‰.

#### **II.4. Rejet des eaux de lavage à contre-courant des membranes dans les usines OI**

Dans les usines OI, le nettoyage et le stockage des membranes peuvent engendrer des eaux potentiellement dangereuses. Les membranes doivent être nettoyées à des intervalles de trois à six mois en fonction de la qualité de l'eau d'alimentation et du fonctionnement de l'usine. Les formulations utilisées pour le nettoyage des membranes sont habituellement des solutions alcalines ou acides aqueuses. De plus, une solution chimique de préservation (généralement à base de bisulfite de sodium) doit être utilisée si les membranes sont stockées pendant la fermeture de l'usine. Ces produits chimiques sont normalement épurés avant leur rejet dans la mer (Californian Coastal Commission, 1991).

### **III. Impacts sur l'environnement**

Une grille présentant les impacts néfastes sur l'environnement associés aux procédés de dessalement est reproduite sur le tableau 8. Selon ce tableau, les impacts les plus prononcés sont dus aux produits chimiques qui favorisent les phénomènes d'eutrophisation dans les eaux réceptrices ainsi qu'aux désinfectants.

Tableau 10: les impacts néfastes sur l'environnement associés aux procédés de dessalement

Impact	Degré d'impact	Origine de l'impact	Techniques d'atténuation
Pollution thermique Réduction de l'oxygène dissous dans les eaux réceptrices, Effets nocifs pour les espèces thermorésistantes	M M	saumure chaude	Mélange de la saumure avec de l'eau froide avant le rejet Bassins de retenue
Salinité accrue Effets nocifs pour les espèces résistantes aux sels	M	saumure concentrée	Dilution de la saumure avant rejet Récupération de sels Bon choix de l'emplacement pour l'émissaire afin de permettre le maximum de brassage et de dispersion
Désinfectants	E	Chlore et ses composés Réaction du chlore avec des composés organiques – hydrocarbures principalement	Utilisation d'autres désinfectants. Mesures de protection contre les polluants au prélèvement de l'usine
Produits chimiques : - Eutrophisation des eaux réceptrices - Toxicité - Hausse du pH	E F F	Adjonction d'agents Anticorrosion et antitartre	Réduction au minimum de l'utilisation de produits chimiques Utilisation d'additifs sans danger pour l'environnement
Pollution atmosphérique Plus acides Effet de serre Poussières	F M M	Utilisation de combustibles et activités d'élimination	Utilisation d'énergies propres et renouvelables autant que possible Application de systèmes mixtes et de production couplée Purification des gaz avant émission dans l'atmosphère
chez les animaux aquatiques	M	d'excavation et de dragage	Bonne maîtrise du ruissellement dans la zone du site

E- Impact de degré élevé , M- de degré moyen, F-de degré faible

(D'après Abu Qdais, 1999)

La réduction de l'oxygène dissous dans les eaux réceptrices par suite du rejet de saumure chaude et les effets nocifs pour les espèces résistantes aux sels sont caractérisés comme étant des impacts de degré moyen. La turbidité accrue et la limitation de la photosynthèse par suite de la perturbation des sables due aux activités d'excavation et de dragage sont caractérisées également comme des impacts de degré moyen. La toxicité due aux produits chimiques est caractérisée comme étant un impact de degré faible.

### **III.1. Effets du concentré (saumure)**

À part le volume proprement dit, les modalités et l'emplacement du rejet sont essentiels pour les impacts qui peuvent en résulter. La longueur de l'émissaire, sa distance au rivage, son niveau au-dessus du fond de la mer, l'existence ou non d'un diffuseur, ainsi que la profondeur de l'eau et les caractéristiques hydrologiques (courants, vagues) peuvent conditionner la dispersion de la saumure et l'efficacité de la dilution au point de rejet et, par voie de conséquence, l'impact potentiel sur l'environnement.

Par exemple, à l'usine de dessalement de Dhekelia (Chypre), qui a une capacité de production de 40 000 m<sup>3</sup> /jour, la saumure, d'une salinité d'environ 72 ‰, est rejetée dans la mer par un émissaire doté à son extrémité d'un multidiffuseur, à une profondeur d'environ 5m et à une distance de 250 m du rivage; il en résulte un accroissement de la salinité dans un rayon de 200 m à partir du rejet. De fait, la plus forte salinité ( $\approx 54$  ‰) a toujours été décelée au point de rejet et il était possible de relever une salinité supérieure à celle de l'eau de mer ( $\approx 39$  ‰) jusqu'à 200 m du rejet..

La zone d'impact présentant une forte salinité varie selon la saison, l'impact le plus marqué se produisant durant les mois d'été (Argyrou, 2000) (7).

### **III.2. Effets dus à la chaleur**

Normalement, les usines de distillation rejettent la saumure à une température qui est environ supérieure de 10 à 15°C à celle de l'eau de mer. On obtient 1°C de plus que la température ambiante dès que le concentré est dilué de dix fois son volume par l'eau de la zone marine réceptrice. Ce 1°C de plus que la température ambiante n'a pas d'importance écologique et n'est pas significativement démontrable (Hoepner, 1999) (21). Ce cas se présente lorsqu'il existe un brassage et un échange suffisants avec l'eau de mer du concentré.

### **III.3. Effets dus au prélèvement d'eau de mer**

Les usines de dessalement de l'eau de mer ont des dispositifs d'admission situés au large qui leur permettent de prélever de grosses quantités d'eau à proximité de certains habitats marins. Ce processus comporte des impacts potentiels pour la flore et la faune de la zone concernée.

Par exemple, des tambours tamiseurs sont souvent disposés entre le dispositif d'apport et les pompes d'alimentation afin d'empêcher des débris flottants, des organismes marins volumineux et autres matières de pénétrer dans le circuit de prétraitement de l'usine de dessalement.

En général, le maillage de ces tambours tamiseurs est de l'ordre de 5 mm, afin d'empêcher l'apport de la plupart des poissons et autres organismes marins. Cependant, le prélèvement représente deux sources potentielles d'impact, à savoir le heurt du poisson sur les tambours et l'introduction de biotes dans le circuit d'eau d'alimentation.

## **Partie II : Etude du Projet**

## **Chapitre V : Etudes préliminaires du projet**

### **I. Présentation général de la zone d'étude**

#### **I.1. Situation administrative et géographique**

La zone d'étude relève de la province de Zagora qui fait partie de la région de Souss Massa Draa. Elle est limitée au Nord par la province d'Ouarzazate, à l'Est par la province d'Errachidia et à l'Ouest par la province de Taroudant.

Géographiquement, la ville de Zagora est située au Sud-est du Royaume, à 165km au sud de Ouarzazate et à 88 km de M'Hamid El Ghizlane, au croisement de la RN n°9 reliant Ouarzazate à M'Hamid et la RN n°12 reliant Rissani à Foum Zguide.

Administrativement, la ville de Zagora fait partie du cercle de Zagora, elle est le chef-lieu de la commune portant le même nom.

Les coordonnées Lambert en un point du centre urbain de la ville de Zagora sont comme suit :

- X=460.000
- Y=370.000



Figure 16: Plan de situation de la ville de Zagora

## **I.2. Milieu Naturel**

### **➤ Relief**

Elle comprend plusieurs unités (vallées, montagnes, plaines et plateaux désertiques...), ce qui offre des possibilités diverses pour une exploitation variée et complète du milieu naturel. La zone est traversée par le Jbel Bani constituant la limite Ouest de la cuvette de Tazarine et contournant en coude la zone de Tamegroute vers Foum-Zguid. Plus au sud, la zone s'étale sur de vastes étendues de plateaux rocheux et sablonneux<sup>3</sup>.

### **➤ Climat**

L'aire de l'étude est située dans une zone climatique très aride se caractérisant par un froid intense en hiver et une chaleur élevée en été et des écarts des températures minima atteignant -1 à -7°C, et des maxima de l'ordre de 40°C. La pluviométrie moyenne annuelle est très faible. Elle est de l'ordre de 100 mm à Adgz et de 60 mm à Zagora.

### **➤ Géologie et Hydrogéologie**

Le territoire de la province fait partie du domaine de l'Anti-Atlas caractérisé par la prédominance de formations précambriennes, qui ont été couvertes, ultérieurement, par des couches sédimentaires légèrement plissées au cours des phases hercyniennes.

Les ressources en eau souterraines sont constituées, essentiellement, des nappes phréatiques qui sont toutes issues du sous-écoulement de l'Oued Draa. Cet écoulement s'étale le long de la vallée sous forme de nappes successives. En effet, le foum, resserrement de la vallée, creusé dans les quartzites ou autres terrains résistants du primaire, barre presque complètement l'écoulement de la nappe précédente. Celle-ci prend ensuite une extension plus importante dans les alluvions quaternaires et s'étrangle à nouveau à l'approche du Foum suivant.

Les nappes phréatiques circulent dans les formations détritiques grossières du quaternaire sur un substratum généralement schisteux. Les aquifères de plus en plus épais de l'amont vers l'aval, de moins de 15 m à Mezguita et Tizouline à 40 m aux environs de M'Hamid. Mais les perméabilités diminuent fortement dans le même sens. La salinité des eaux souterraines augmente de l'amont vers l'aval, les résidus secs se situent entre 1 à 18 g/l, mais on rencontre peu fréquemment des salures supérieures à 10 g/l. Concernant les nappes profondes dans le moyen Draa, aucune donnée n'est disponible sur ces ressources.

---

<sup>3</sup> Monographie Agricole de la province de Zagora

A proximité de la ville de Zagora, on trouve deux nappes phréatiques à savoir, la nappe formant le champ captant de Feija et la nappe formant le champ captant de Nebch. Ces champs captant sont rechargés principalement par les eaux de pluies et les infiltrations suite aux lâchées des eaux à partir du barrage Mansour Eddahbi dans l'oued Draa.

L'eau de la nappe de Feija qui est de bonne qualité. Elle est fortement sollicitée pour l'agriculture et pour l'AEP de la ville de Zagora.

Il existe très peu de données sur la productivité ou l'importance de ces nappes.

#### ➤ **Activités économiques**

Le développement actuel des activités économiques peut être résumé par :

- Une agriculture reposant essentiellement sur les cultures vivrières. L'élevage y est pratiqué pour l'autoconsommation et aussi pour la production du fumier.
- Des sites touristiques tels que la vallée de Drâa, avec les ksours , Dunes M'hamid ,Folklore troupes de danse, Moussems locaux et nationaux, troupe folklorique SIF de Zagora.
- Un Artisanat traditionnel très ancien de textile, construction, réparations, etc.
- Une industrie composée d'une usine de dattes et une coopérative laitière intitulée « Halib Draa ».

#### ➤ **Infrastructures de base**

- Réseau Voirie : Le réseau revêtu de la ville de Zagora comprend le tronçon de la Route Nationale n°9 et quelques artères débouchant sur celle-ci.
- Réseau d'électricité : Le réseau électrique de la province dispose de 205 km HT (60 kv), deux postes de transformations (60/20 kV), 204 km de ligne MT 22 kv et de 335 km de ligne BT. Ce réseau a permis aux 12.200 abonnés BT et 25 abonnés MT de consommer plus de 12.3 millions de kWh en 1998.

Réseau de téléphone: La ville de Zagora est relié au réseau national de téléphone

- Réseau Eau potable : L'AEP est garanti par une production à partir des ressources souterraines du champ captant de Feija située à environ 5 km à l'Est de la ville de Zagora. Une conduite d'adduction en DN 350 mm collecte les eaux des huit puits et les achemine vers le réservoir de mise en charge de 80 m<sup>3</sup>. A partir de ce réservoir une conduite DN 350 mm achemine par gravité les eaux jusqu'au réservoir 2000 m<sup>3</sup> du complexe ONEE BRANCHE EAU de Zagora.

A partir de ce réservoir, l'eau est refoulée vers des réservoirs sur élevé de capacité 500 et 700 m<sup>3</sup> pour la ville de Zagora et de 400 m<sup>3</sup> pour les BF's du centre de Tamegroute. Le linéaire total du réseau de distribution de la ville de Zagora est d'environ 56,5 km.

Une présentation détaillée du système d'AEP de la ville de Zagora est présenté ci-après.

- Réseau d'assainissement : Le quartier My Rachid et les deux lotissements Draa et Attadamoune bénéficient de réseaux d'assainissement. Le reste de la ville de Zagora ne dispose pas de réseau collectif. Le rejet des eaux usées se fait sans prétraitement dans des puisards.
- Assainissement Solide : La ville de Zagora dispose d'un camion et deux charrettes destinées pour la collecte quotidienne des ordures ménagères et de leurs évacuations vers une décharge non contrôlée au Sud-Ouest.
- Assainissement Liquide : Le centre de Zagora est doté d'un réseau d'assainissement de type mixte dont le taux de raccordement est très faible et n'excède pas 6%. Les rejets sont déversés dans l'oued Draâ dont le débit est devenu presque nul après la réalisation du barrage Mansour Eddahbi. L'insuffisance du réseau d'assainissement représente un risque de contamination de la nappe phréatique utilisée pour l'AEP du centre, dont le niveau se trouve à 16 m par rapport au niveau sol.
- Equipements administratifs et socio-économiques : Le centre de Zagora est une municipalité, il dispose de toutes les administrations et socio-économiques nécessaires.

**Données urbanistiques** : Huit nouveaux lotissements sont projetés pour la ville de Zagora, il s'agit de : Lotissement Bouaâbid Echarqui ; Lotissement Amicale Al Wahda ; Lotissement Al Wifaq I (Tansita Kchaa) ; Lotissement Al Wifaq II (Tansita Kchaa) ; Lotissement Ennaceur – N'chachda ; Lotissement Ennaceur II – N'chachda ; Lotissement Tansita ; Quartier artisanal.

## **II. Description des systèmes d'AEP existants**

### **II.1 Système d'AEP à Zagora**

L'AEP de la ville de Zagora est assurée à partir des ressources en eau souterraine. Ces ressources constituées essentiellement de nappes phréatiques sont dans leurs majeures parties issues de sous-écoulement de l'Oued Draa et ses affluents.

Le système de l'AEP de la ville de Zagora est garanti actuellement principalement à partir des prélèvements par les puits ONEE BE dans le champ captant de Feija. La productivité au niveau de ce champ captant connaît une régression ces dernières années et l'ONEE BE est sans cesse appelé à envisager des solutions de soudures pour garantir la continuité de la distribution, soit à partir d'un prélèvement dans le champ captant de Nech, soit par apport à partir de forages d'agriculteurs.

Le système d'AEP de la ville de Zagora peut être décomposé comme suit :

- Le système de production à partir du champ captant de Feija,
- Le système de production à partir du champ captant de Nebch,
- Le système adducteur,
- Le stockage et le réseau de distribution.

## **II.2. Système de production du champ captant d'eau douce de Feija**

Le champ captant de Feija est sollicité pour l'AEP de la ville de Zagora depuis les années 50. Le puits n°999/73 fut le premier à être réalisé, par la suite, au fur et à mesure de l'évolution de la demande en eau, les autres puits ont été réalisés.

L'ONEE continue sans cesse de prospecter dans le champ captant dans l'espoir de dégager une production supplémentaire. En effet, ces dernières années, l'ONEE a réalisé 19 sondages dans le champ captant de Feija (1 et 2), deux de ces sondages ont été transformés en puits de production en 2012.

Actuellement, la production d'eau douce est assurée à partir de huit (08) puits dans le champ captant de Feija (1 et 2), à savoir :

Tableau 11: Champ captant d'eau douce de Feija (Source ONEE BE)

Champs	n° IRE	Côte T.N. mNGM	Coordonnées Lambaires		Année de réalisation/réhabilitation
			X	Y	
Feija	999/73	732.54	452 852	366 349	1985
	1016/73	732.00	452 991	365 659	1997
	1018/73	732.83	452 582	366 938	1996
	1225/73	732.00	452 526	365 652	2000
	1323/73	742.00	451 913	366 569	2003
	1325/73	741.00	451 920	366 966	2005
	Nouveau puits Feija 1		452 599	367 345	2011-2012
	Nouveau puits Feija 2		-	-	2011-2012

A partir de chaque puits une conduite d'adduction prend départ pour aboutir au niveau d'un regard de jonction situé sur la conduite principale en DN 350 en AC. Cette conduite collecte l'eau des huit (08) puits du champ de Feija puis la transite jusqu'au réservoir de mise en charge de capacité 80 m<sup>3</sup>.

A partir de ce réservoir, l'eau est acheminée par gravité vers le réservoir de 2000 m<sup>3</sup> situé dans le complexe de l'ONEE BE à Zagora pour l'AEP de la ville de Zagora, de Tamegroute et des douars liés.

Une station de reprise composée de deux pompes de débit 80 m<sup>3</sup>/j (dont une de secours) est récemment réalisée et permettra de refouler les besoins du futur Aéroport de Zagora.

### **II.3. Système de production du champ captant d'eau saumâtre de Nebch**

Le champ captant d'eau saumâtre de Nebch comporte 4 points de production ONEE BE à savoir deux puits n°IRE 846/73 et 1359/73 et deux forages n°IRE 1326 bis/73 et 1371/73. La minéralisation élevée (> à 2g/l) des eaux du champ captant de Nebch dépasse les limites de potabilité pour l'alimentation humaine.

Actuellement, les eaux du champ captant de Nebch sont mobilisées partiellement en appoint pour l'AEP de la ville de Zagora.

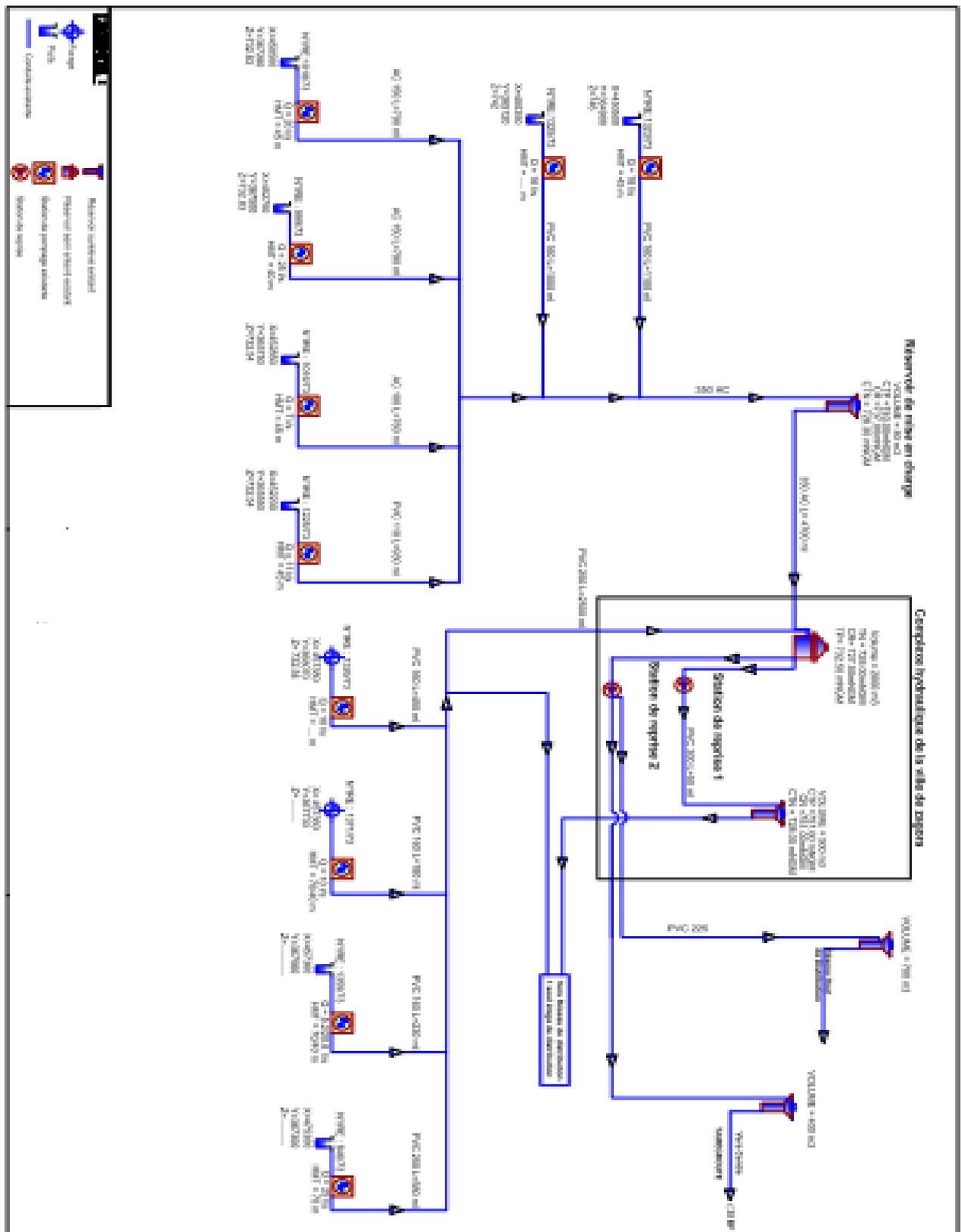
Les quatre (04) points de production de l'ONEE BE dans le champ captant de Nebch sont présentés ci-dessous.

**Tableau 12 : Champ captant d'eau douce de Feija (ONEE BE)**

Champs	n° IRE	Côte T.N. mNGM	Coordonnées Lambaires		Année de réalisation/réhabilitation
			X	Y	
Nebch	846/73	708.00	457 331	367 107	1976
	1359/73	713	457 367	367 553	2006
	1371/73	713	457 490	368 270	2006
	1326 bis/73	713	457 371	367 726	2006

A partir de chaque point de production, une conduite d'adduction prend départ pour aboutir sur la conduite principale d'adduction en DN 250 en PVC. Cette conduite collecte la production des quatre de Nebch puis la transite jusqu'au réservoir de 2000 m<sup>3</sup> situé dans le complexe de l'ONEP à Zagora.

Le synoptique présentant le système de production d'AEP de la ville de Zagora est présenté ci-dessous.



**Figure 17:** Le synoptique présentant le système de production d'AEP de la ville de Zagora

### III. Bilan besoins-ressources

#### a. Projections des besoins en eau

Les besoins en eau de l'aire de l'étude sont récapitulés ci-dessous.

**Tableau 13: Récapitulation des besoins en eau**

CENTRE	BESOINS MOYENS (l/s)				BESOINS DE POINTE (l/s)				% /total
	2015	2020	2025	2030	2015	2020	2025	2030	
Zagora	57	62	66	75	74	81	86	98	<b>84%</b>
Tamegroute et 12 douars	6,5	7,6	9,4	10,7	9,7	11,5	14,2	16,0	<b>14%</b>
Aerodrome de Zagora	3	3	3	3	3	3	3	3	<b>2%</b>
<b>Total</b>	<b>66</b>	<b>73</b>	<b>79</b>	<b>89</b>	<b>87</b>	<b>96</b>	<b>103</b>	<b>117</b>	

Les besoins en eau de pointe à la production de l'aire de l'étude évolueront de **87 l/s** en 2015 pour atteindre **117 l/s** à l'horizon 2030.

Ces besoins seront répartis en 2030 à hauteur de 84 % pour le centre de Zagora et 14% pour le centre de Tamegroute et les 12 douars liés.

## b. RESSOURCES EN EAU

Les ressources en eau utilisées pour l'AEP de la ville de Zagora sont rappelées ci-dessous.

Tableau 14: Ressources en eau pour l'AEP de Zagora

centre	Ressource	IRE	Débit exploité en 2011 (l/s)	Débit équipé (l/s)	Débit à prendre en compte dans le bilan (l/s)	Observations	
Zagora	Champ captant de Feija	999/73	8	25	Production limitée à 40 l/s	Productivité des puits variable	
		1016/73	faible	7			
		1018/73	14	20			
		1225/73	2,5	11			
		1325/73	5,5	16			
		1323/73	5	18			
		1/110	7	20			
		2/110	6	20			
	<b>Total Feija (I)</b>			<b>48</b>	<b>137</b>	<b>40</b>	
	Champ captant de Nebch	846/73	15	20	0	Eau saumâtre	
		1359/73	0	Pompe changée	0		
1326 bis/73		0	-	0			
1371/73		0	-				
<b>Total Nebch (II)</b>			<b>15</b>	<b>20</b>	<b>0</b>		
Tamegroute	1326/73	0	1,5	0	Faible productivité		
	946/73	0	1,5	0			
	1230/73	0	0,5	0			
<b>Total Tamgroute (III)</b>			<b>0</b>	<b>3,5</b>	<b>0</b>		
<b>Total global (I+II+III)</b>			<b>63</b>	<b>23,5</b>	<b>40</b>		

On retient de ce tableau que :

La productivité des ressources en eau de l'aire de l'étude est en baisse, Malgré un débit d'équipement de 137 l/s, seulement un débit de 48 l/s est actuellement exploitable au niveau du champ captant de Feija,

Les puits et forages du champ de Nebch présentent une forte minéralisation et donc ne peuvent pas être intégrés sans traitement préalable dans l'AEP de la zone de l'étude.

Les ressources propres de Tamegroute ont une productivité faible.

## C. Bilan Besoins-Ressources

Sur la base de ce qui est établi ci-avant, nous retenons pour l'établissement des bilans ce qui suit :

Seules les ressources du champ captant de Feija seront retenues dans le bilan, Une productivité totale des ressources du champ captant de Feija de 40 l/s, les besoins à prendre en considération sont ceux de la ville de Zagora, du centre de Tamegroute et ses douars avoisinants et les besoins du futur Aéroport de Zagora, tenant compte de ce qui précède, le bilan besoins-ressources de l'aire de l'étude se présente comme suit.

Tableau 15: bilan besoins-ressources

Paramètres	Horizons			
	2015	2020	2025	2030
<b>I- Besoins en eau</b>				
Centre de Zagora	74	81	86	98
Centre de Tamegroute et 12 douars	10	11	14	16
Aerodrome de Zagora	3	3	3	3
<b>Total besoins (I)</b>	87	96	103	117
<b>II - Ressources en eau mobilisables</b>				
Ressources champ captant Feija	40	40	40	40
Total ressources en eau (II)	40	40	40	40
<b>Bilan (I-II)</b>	47	56	63	77

Le bilan besoins-ressources montre que :

Avec la tendance actuelle de diminution de la productivité des ressources en eau douce de l'aire de l'étude, ces ressources seront insuffisantes pour couvrir les besoins en eau de la ville de Zagora à l'horizon 2015,

La zone de l'étude sera déficitaire d'un débit de l'ordre de 47 L/s à l'horizon 2015, ce déficit atteindra 77 L/s en 2030,

Ainsi, en considérant que la production du champ captant de Feija assurera au minimum 40 L/s jusqu'à l'horizon 2030, il sera nécessaire de mobiliser un débit supplémentaire de 77 L/s pour couvrir les besoins d'AEP de la zone de l'étude.

La déminéralisation des eaux du champ captant de Nebch dont le débit eau saumâtre exploitable est de 75 l/s (soit environ 56.25 L/s eau déminéralisée) est une solution qui permettra de combler ce déficit dans le court et le moyen terme.

Les chapitres suivants présentent l'étude de la déminéralisation des eaux saumâtres du champ captant de Nebch dans l'objectif du renforcement de l'AEP de l'aire de l'étude.

## **Chapitre VI : Identification des procédés de traitement à envisager et analyse de la qualité d'eau de Nebch**

### **I.1 Identification du projet**

Les bilans besoins-ressources en eau potable établis dans le chapitre précédant ont montrés un déficit en production au niveau de notre zone de l'étude. Ce déficit serait de l'ordre 47 l/s en 2015 et atteindra 77 l/s en 2030.

L'AEP de l'aire de l'étude est actuellement basée essentiellement sur la mobilisation des ressources en eau souterraines en occurrence les eaux douces du champ captant de Feija et en appoint, lorsque la qualité des eaux le permet, partiellement les eaux de Nebch.

Ces dernières années la productivité en eau douce de Feija a considérablement baissée, obligeant l'ONEE BRANCHE EAU à chercher, en période de forte demande, des solutions alternatives de soudure (utilisation des puits des agriculteurs ou une sollicitation plus importante des eaux saumâtres de la nappe de Nebch).

La mobilisation des eaux saumâtres du champ captant de Nebch engendre un changement de la qualité des eaux à partir d'un certain débit, en particulier le gout de l'eau distribuée qui est ressenti par le consommateur.

L'ONEE BRANCHE EAU envisage le traitement des eaux saumâtres du champ captant de Nebch pour renforcer l'AEP de Zagora, du centre de Tamegroute et des 12 douars liés.

Les données de base de l'étude de la station de déminéralisation de Zagora sont les suivantes :

- Horizon du projet : année 2030,
- Origine des eaux brutes : Puits et forages ONEE BRANCHE EAU du champ captant de Nebch (N°IRE 846/73, 1359/73, 1326 bis/73, 1371/73),
- Débit d'eau brute : environ 75 L/s,
- Débit eau traitée ciblée : environ 50 L/s.

### **I.2. Analyse de la qualité des eaux de la nappe NEBCH**

L'analyse de la qualité des eaux est basée sur les fiches de suivi de la qualité des eaux disponibles récupérées auprès de l'ONEE BE.

L'alimentation de la station est assurée par quatre forages de la nappe Nebch dont le débit d'équipement total est de 75 L/s, à savoir :

- ◆ Forage IRE 1359-73 : 17 L/s
- ◆ Forage IRE 1326 bis-73 : 14 L/s
- ◆ Forage IRE 846-73 : 14 L/s
- ◆ Forage IRE 1371-73 : 30 L/s

Le tableau suivant présente la qualité de l'eau brute maxi de chaque forage (concentrations maximum des paramètres), ainsi que la qualité d'eau brute minimum, moyenne et maximum du mélange des forages, en réalisant une moyenne pondérée des forages en fonction des débits d'exploitation définis ci-dessus :

**Tableau 16:** Qualité des eaux brutes des forages de nappe Nebch

MELANGE DES FORAGES	Forage IRE1359-73	Forage IRE1326 bis-	Forage IRE846-	Forage IRE1371-	MELANGE DES FORAGES				
Paramètre\Date	MAXI	MAXI	MAXI	MAXI	MINI	MAXI	MOYEN	Norme Marocaine 2006 (VMA)	Norme OMS
Débit forage total (l/s)	17	14	14	30	75				
Température de l'eau °C	29	30	27,3	31	20,53	29,67	24,83		
Salinité totale calculée (TDS) en mg/l	3 124	1 632	3 229	2 858	1 754	3 185	2 464		
PH sur terrain	7,82	7,76	7,85	8,03	7,08	7,90	7,35	6,5-8,5	6,5-9,5
Conductivité sur terrain à 20°C µS/cm	4030	2296	4870	4852	2593	4192	3258	2700	
Turbidité sur terrain NTU	1,92	1	0,51	1,1	0,29	1,16	0,66	5,00	
Résidu sec à 105 °C mg/l mesuré	3007	1722	3500						
Résidu sec à 105 °C mg/l calculé	2911	1425	3059	2746	1668	3021	2342		
Sodium mg/l	332	258	464	560	315,35	434,03	353,94		200,00
Potassium mg/l	9,24	7,75	12	12,8	7,94	10,90	8,84		20,00
Calcium mg/l	500	172	452	596	272,29	468,21	352,89		200,00
Magnésium mg/l	96,8	84	85	72	24,16	82,29	49,31		150,00
Fer total mg/l	0,22	0,48	0,98	0,56	0,08	0,55	0,26	0,30	1,00
Manganèse total mg/l	0,05	0,02	0,08	0,61	0,00	0,27	0,08	0,50	0,40
Zinc mg/l	0,03	0,21	0,19	0,22	0,03	0,17	0,09	3,00	3,00
Cuivre mg/l	0,05	0,03	0,04	0,03	0,01	0,04	0,02	2,00	2,00
Fluorures mg/l	0,73	0,46	0,8	0,32	0,41	0,53	0,46	1,50	1,50
TH sur terrain még/l	26,88	15,1	29,1	31,52	17,98	26,95	21,49		
TA sur terrain még/l			0	0	0,00	0,00	0,00		
TAC sur terrain még/l	7,3	7,1	6,9	5,1	2,97	6,31	4,80		
Oxydabilité mg O2/l	4,32	1,63	1,2	2,21	0,92	2,39	1,55	5,00	5,00
Ph d'équilibre	8,5	7,48	7,5	7,49	7,22	7,72	7,43		
Tac sur l'équilibre még/l	8,5	8,3	6,8	4,5	3,45	6,55	4,87		
Oxygène dissous mg/l	7,4	8,8	4,8	5,72	4,66	6,50	5,57	5 à 8	
Silicates mg/l	22	19	38	20	15,45	23,63	19,90		
Ammonium mg/l	0	0	0,02	0,03	0,00	0,02	0,00	0,50	0,30
Nitrates mg/l	44,05	8,1	24,6	27	8,88	26,89	16,14	50,00	50,00
Nitrites mg/l	0	0	0	0	0,00	0,00	0,00	0,50	0,20
Chlorures mg/l	710	312	923	1065	484,53	817,47	602,92	750,00	600,00
Sulfates mg/l	1180	605	1140	1071	479,59	1021,60	836,97	400,00	500,00
Arsenic mg/l	0,003	0,003	0,0091	0,0009	0,0002	0,0033	0,0015	0,01	
Baryum mg/l	0,07	0,07	0,48	0,19	0,0311	0,1945	0,0916	0,70	0,70
Cadmium mg/l	0,0012	0,001	0,001	0,0012	0,0006	0,0011	0,0009	0,003	0,003
Chrome mg/l	0,005	0,005	0,0072	0,0041	0,0009	0,0051	0,0028	0,05	0,05
Plomb mg/l	0,005	0,005	0,0054	0,043	0,0018	0,0203	0,0085	0,01	
Sélénium mg/l	0,003	0,003	0,003	0,002	0,0004	0,0026	0,0016	0,01	
Aluminium mg/l	0,06	0,09	0,03	0,18	0,0213	0,1080	0,0614	0,20	

L'analyse du tableau ci-dessus montre :

- Une variation importante de la Température de l'eau (entre 20 et 29°C), ce qui confirme l'influence des eaux de surface sur la nappe, car en général, les eaux souterraines profondes ont une température stable. Ce paramètre est important, notamment en procédé membranaire, car il influence fortement le dimensionnement (température basse implique une pression d'alimentation élevée, et température haute implique un passage en sels plus élevé).

- Un pH moyen, avec des eaux à l'équilibre calco-carbonique,
- Une conductivité moyenne dépassant la VMA marocaine,
- Un résidu sec moyen (1800 à 3000 mg/l), classant le type d'eaux dans les « eaux saumâtres »,

- Une concentration en sodium et calcium dépassant en permanence la norme OMS,
- La présence de fer, qu'il conviendra de traiter avant la déminéralisation des eaux,
- Absence de manganèse,
- Une teneur en matières organiques faible, donc une bonne qualité de ce point de vue,
- Une teneur en chlorures dépassant en pointe la VMA marocaine,
- Une teneur en sulfates dépassant en permanence la VMA marocaine,
- La présence de silicates, de baryum nécessitant une attention particulière pour le traitement de déminéralisation (risques de précipitations dans le concentrat),
- Un léger dépassement en pointe de la teneur en plomb,
- Une teneur en aluminium très faible,

**En rouge, sont indiquées les valeurs dépassant les limites autorisées par la norme Marocaine et/ou l'OMS lorsque la norme Marocaine ne donne pas d'indication.**

En conclusion, on retient que les eaux de ces forages ont qualité relativement bonne du point de vue turbidité et matières organiques, mais il convient de traiter cependant les éléments suivants :

- Le fer ;
- Les sulfates et le calcium ;
- Le sodium et les chlorures ;

- Et en général la salinité totale.

### I.3. Identification des procédés cadrant avec le contexte de l'Etude

Les domaines d'utilisation recommandés pour les différentes techniques sont présentés ci-dessous.

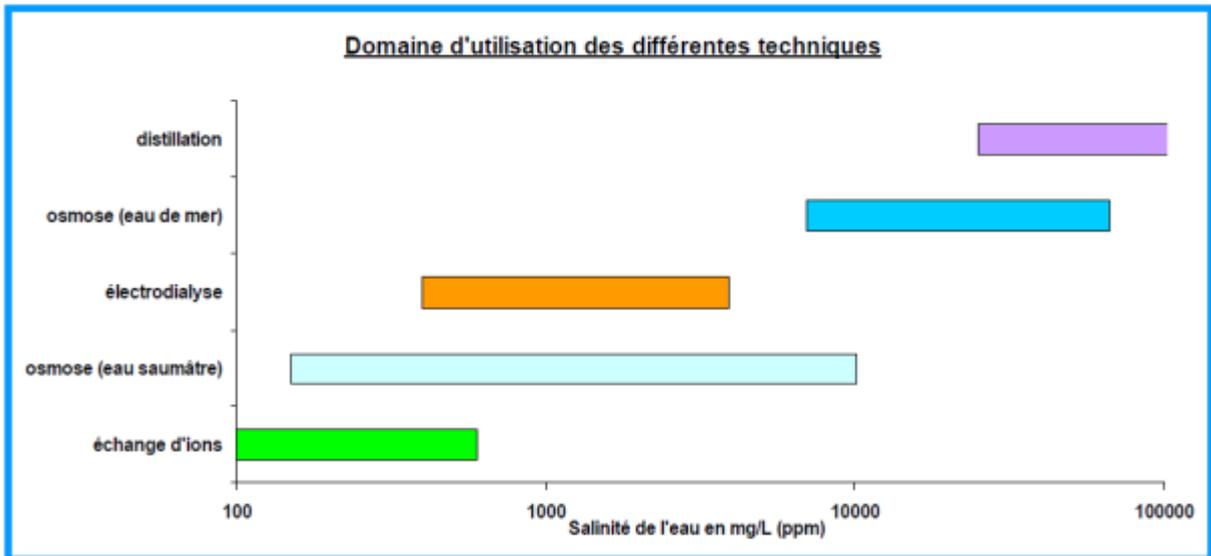


Figure 18: Domaine d'utilisation des différentes techniques de traitement des eaux saumâtres

Source : Alain Maurel – Editions Tec & Doc – 2001

On note à l'analyse de cette figure que les principales techniques pour le traitement des eaux saumâtres pour le cadre de notre étude (salinité entre 1 et 4 g/l) **sont le traitement par osmose inverse et le traitement par électrodialyse.**

Les autres techniques comme la distillation et l'échange d'ions sont plutôt recommandée pour des salinités qui se trouvent en dehors de notre cas d'étude.

Sur le plan coûts de production du m<sup>3</sup> d'eau traitée, la figure ci-dessous présente une comparaison des coûts de production relatifs en dollars au m<sup>3</sup> d'eau traitée pour trois procédés et pour différentes salinité de l'eau.

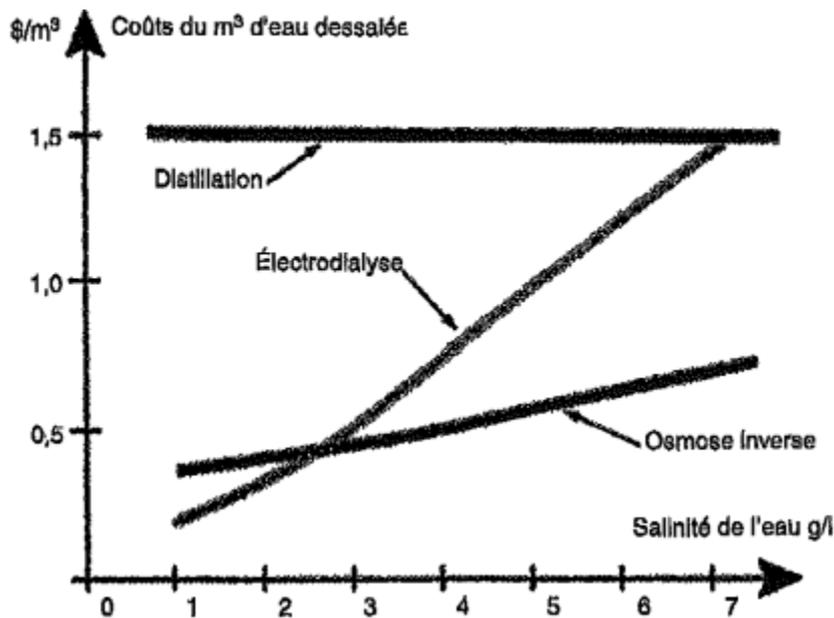


Figure 19: Coût du m<sup>3</sup> d'eau dessalée en fonction de la salinité selon les procédés (source Alain Maurel, Editions Tec & Doc – 2001)

On note à l'analyse des graphiques que, outre le fait de cadrer avec les exigences de l'étude, les procédés d'osmose inverse et d'électrodialyse sont ceux qui ont les coûts de production les plus bas.

En conclusion, pour le cas de Zagora, A priori, les procédés qui cadrent avec la qualité des eaux présentes sont l'électrodialyse ou l'osmose inverse. Et comme le procédé de dessalement le plus utilisé à l'échelle internationale qu'à l'échelle nationale par l'ONEE Branche Eau est l'osmose inverse comme le montre le diagramme suivant, le procédé retenu pour la station de déminéralisation de Zagora sera l'osmose inverse.

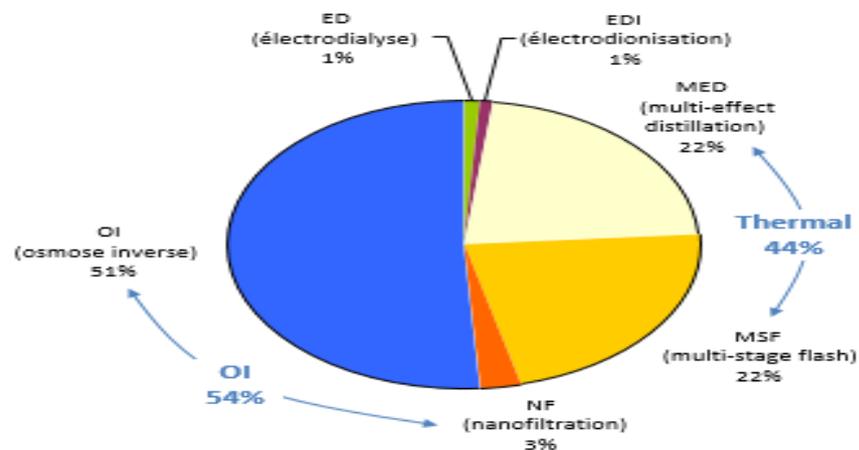


Figure 20: Capacité par technologie (Source : M.Kharif 2012 ONEE BE)

#### **I.4. Scénario d'étude pour la variante proposée**

Pour la variante proposée, il sera étudié deux scénarios qui seront basés d'une part sur la capacité de traitement de l'installation, et d'autre part sur un objectif de salinité de l'eau traitée, ceci afin d'optimiser le dimensionnement, et si possible ne traiter qu'une partie des eaux saumâtres (by-pass partiel dans l'étape de déminéralisation).

Nous proposons donc deux scénarios de traitement qui sont basés sur les objectifs de salinité à garantir suivant :

**Scénario 1** : garantir une salinité de 500 mg/L, qui sera proche de la salinité actuelle de la nappe Feija :

Cette solution permet de distribuer une eau de même qualité que l'eau de Feija, et ainsi de garantir une bonne qualité des eaux même si la ressource d'eau douce de Feija vient à diminuer en capacité, ce qui est un gage vis-à-vis du consommateur.

**Scénario 2** : garantir une salinité de 1000 mg/L des eaux traitées de Nebch et faire une dilution envisagée avec les eaux de la nappe de Feija, pour rabattre d'avantage la concentration en sels.

Par exemple, en première approche, pour 50 L/s d'eau déminéralisée de Nebch à 1000 mg/L, mélangée à 37 L/s d'eau douce de la nappe de Feija à 500 mg/L, le mélange sera à environ 780 mg·L<sup>-1</sup> de salinité, ce qui est supérieur à la salinité actuelle, mais reste correct si une augmentation progressive du mélange est réalisée, afin « d'habituer » le consommateur à une qualité légèrement différente. Par contre, si la ressource d'eau douce de Feija vient à diminuer, la salinité globale sera aux alentours de 1000 mg/L.

Les différents cas qui seront étudiés sont comme suit :

##### **Variante: Osmose inverse (2 scenarios)**

- Scénario 1 : objectif salinité 500 mg/l,
- Scénario 2 : objectif salinité 1000 mg/l.

# Chapitre VI : Dimensionnement de la station de déminéralisation

## I. Présentation général de la station de déminéralisation

La figure ci-dessous présente les principales étapes de la station.

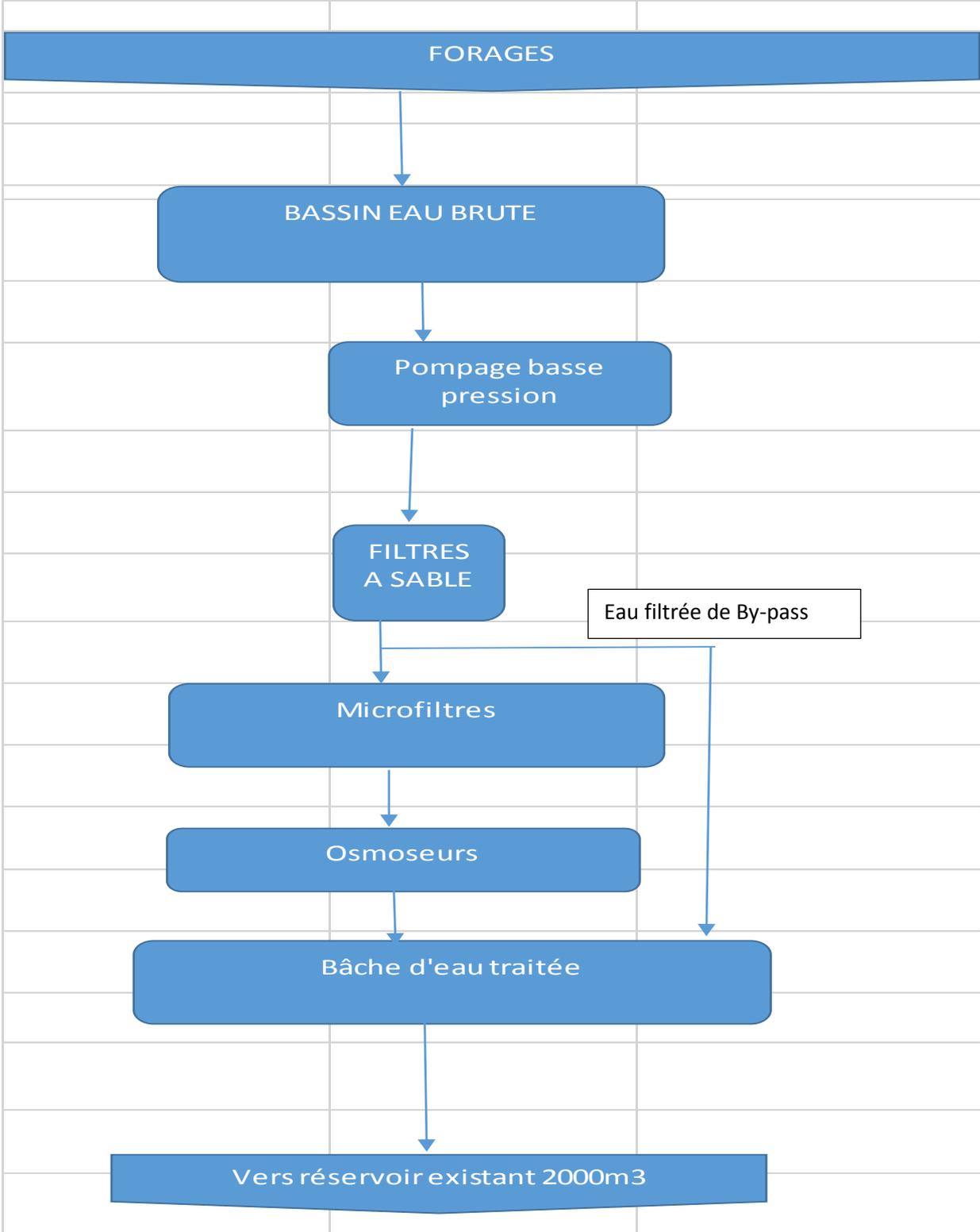


Figure 21: les principales étapes de la station

## II. Adduction d'eau brute

### II.1 Re-equipement des forages d'eau saumâtres

#### II.1.1. Description

Le projet de rééquipement des puits et forages concerne les stations existantes qui refouleront l'eau à partir de leur point de production respectif vers la station de déminéralisation. Les locaux existants des stations de pompage sont suffisants pour recevoir les groupes de pompage et équipements projetés.

Le fonctionnement de l'adduction est comme suit :

Les quatre stations de pompage refoulent chacune dans un tronçon de conduite qui rejoint la conduite principale en DN 250 mm (qui sera renforcée par une nouvelle conduite DN 250 mm) pour aboutir à la bache d'eau brute de la station de déminéralisation.

Ainsi, les points caractéristiques des stations de pompes sont comme suit :

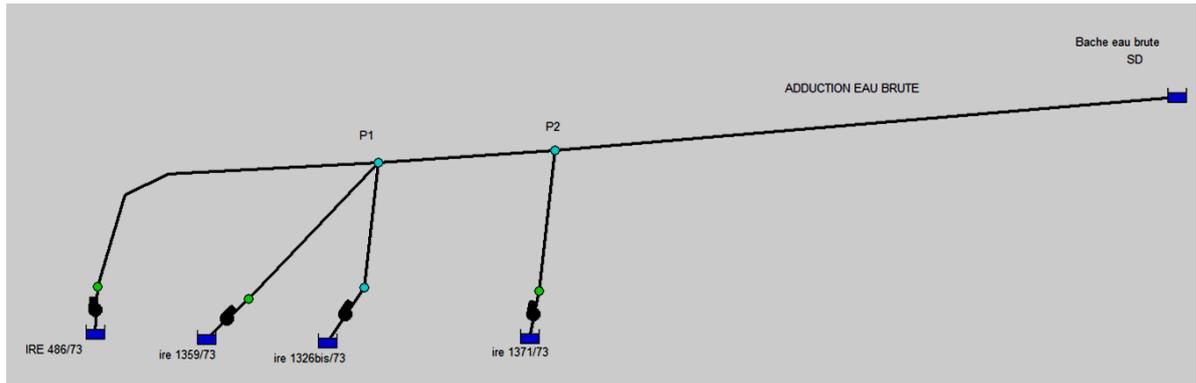
Tableau 17 : Caractéristiques des pompes :

Dénomination	Départ :	Arrivée	Point intermédiaire
Station de pompage du puits n°IRE 846/73	cote crépine à : 14 m/sol	Cote trop plein de la bache d'eau brute : 727 mNGM	P1 : point de jonction avec les conduites issues du puits n°IRE 1359/73 et du forage 1326bis/73
Station de pompage du puits n°IRE 1359/73	cote crépine à : 14,20 m/sol		
Station de pompage du forage n°IRE 1236bis/73	cote crépine à : 24 m/sol		
Station de pompage du forage n°IRE 1371/73	cote crépine à : 24 m/sol		P2 : point de jonction avec la conduite d'adduction principale

La figure et le tableau ci-dessous donne la configuration du fonctionnement du système d'adduction.

Tableau 18: Caractéristiques du système d'adduction d'eau brute

Tronçon	Tronçon		Diamètre (mm)	Longueur (m)	Nature	CLASSE	Année de pose
	Point de départ	Point d'arrivée					
N1	Puits 846/73	R 2000	250	2580	PVC	16	1976
N1.1	Puits 1359/73	P1	230	300	PVC	16	2006
N1.2	Forage 1326 bis/73	P1	180	160	PVC	16	2006
N1.3	Forage 1371/73	P2	450	160	PVC	16	2006



**Figure 22 : Adduction d'eau brute**

### II.1.2. Dimensionnement des pompes

Les points de départ et d'arrivée du système de refoulement sont les suivants :

**Tableau 19:** Cote projet de la station

Dénomination	Départ :	Arrivée
Station de pompage du puits n°IRE 846/73	cote crépine à : 14 m/sol	Cote trop plein de la bache d'eau brute : 727 m NGM
Station de pompage du puits n°IRE 1359/73	cote crépine à : 14,20 m/sol	
Station de pompage du forage n°IRE 1236bis/73	cote crépine à : 24 m/sol	
Station de pompage du forage n°IRE 1371/73	cote crépine à : 24 m/sol	

Les conditions d'aspiration et de refoulement ainsi que le calcul des pertes de charge dans la conduite de refoulement de chacune des stations sont récapitulés dans ce qui suit. La rugosité considérée pour le calcul des pertes de charge est de 0.1 mm.

**Tableau 20:** HMT des stations de pompage

	SP puits IRE 846/73	SP puits IRE 1359/73	SP forage IRE 1326bis/73	SP forage IRE 1371/73
Débit	17 l/s	14 l/s	14 l/s	30 l/s
Côte départ minimale	14 m	14 m	24 m	24 m
Côte d'arrivée	727 m	727 m	727 m	727 m
Charge disponible	2 m	2 m	2 m	2 m
Nombre de conduites en série	1	2	2	2
Diamètre conduites	220 mm	141 à 220,4	141 à 220,4	141 à 220,4
Linéaire de conduite	2580 m	230 - 2000	180 - 2000	450 - 1500
Rugosité	0,1 mm	0,1 mm	0,1 mm	0,1 mm
<b>HMT maximale requis (par simulation)</b>	<b>54 m</b>	<b>52 m</b>	<b>52 m</b>	<b>60 m</b>

Les caractéristiques des groupes électropompes Grundfos qui répondent à ses conditions de fonctionnement sont données ci-dessous. **Les fiches techniques correspondantes sont jointes en annexe 1.**

**Tableau 21:** Caractéristiques des groupes électropompes

	Débit (l/s)	Hmt (m)	P (kW)	NPSHr (m)	Rendement	Référence
SP puits IRE 846/73	17	54	13	2,7	68%	Grundfos SP 77-4-B type MS 6000
SP puits IRE 1359/73	14	52	11	4,2	69%	Grundfos SP 60-6 type MS 6000
SP forage IRE 1326bis/73	14	52	11	4,2	69%	Grundfos SP 60-6 type MS 6000
SP forage IRE 1371/73	30	60	30	4,1	68%	Grundfos SP 160-3-AA type MS 6000

Vérification des conditions de cavitation (NPSH disponible)

Le NPSH disponible se calcule de la manière suivante pour une pompe immergée :

$$\text{NPSH} = h_a - h_{vpa} + h_{st} - h_{fs}$$

Avec :

**$h_a$**  : Pression **absolue** du liquide pompé exprimée en mètres de liquide, mesurée à la surface du liquide

**$h_{vpa}$** : La pression de vapeur du liquide, à sa température de pompage (**absolue** et exprimée en mètres de liquide pompé)

**$h_{st}$** : La hauteur statique en mètres entre le plan libre du liquide et la ligne de référence

**$h_{fs}$** : Toutes les pertes de charge (en mètres) de la ligne d'aspiration additionnées; c.à.d: friction, coudes ou tés, changements de diamètre, robinets, raccordement d'entrée dans la pompe etc.

Pour que la pompe fonctionne correctement, on considère généralement que  $(NPSH_a - NPSH_r)$  doit être **positif et**  $\geq 0,6$  mètres.

Le tableau ci-dessous donne les résultats de la vérification des conditions de non cavitation.

Tableau 22: Vérification du NPSH

Forage	CTN NGM	Prof totale (m)	NP (m)	CC m/sol	Hst	NPSHd	NPSHr	NPSHd-NPSHr
846/73	710	14,5	7	14	7,00	16,99	2,7	14,29
1359/73	713	14,5	7,7	14	6,30	16,19	4,2	11,99
1326bis/73	713	29,5	6,6	24	17,40	27,29	4,2	23,09
1371/73	713	29	5,65	24	18,35	28,24	4,1	24,14

Avec  $h_a = 10,2 \text{ m}$  ;  $h_{vpa} = 0,232 \text{ m}$  ;

Le NPSH disponible est largement suffisant. Il n'y a donc pas de risques de cavitation avec les pompes proposées.

Le tableau ci-dessous présente les conditions d'installations des groupes de pompage.

Tableau 23: Conditions d'installation des groupes

	SP puits	SP puits	SP forage	SP forage
	IRE 846/73	IRE 1359/73	IRE 1326bis/73	IRE 1371/73
Nombre de groupes installés	1	1	1	1
Débit unitaire	17	14	14	30
Hmt	54	52	52	60
Rendement minimum	65%	65%	65%	65%
Puissance absorbée	13,85	10,98	10,98	27,15
Puissance appelée	15,23	12,08	12,08	29,86
Puissance transfo requise	25 kVA	25 kVA	25 kVA	50 kVA
Puissance transfo existant	50 kVA	50 kVA	50 kVA	50 kVA

Les postes transformateurs existants sont suffisants.

## II.2. Renforcement de la conduite d'adduction d'eau brute

Pour les besoins du projet, l'adduction d'eau brute sera renforcée sur un linéaire de 1,5 kml. La conduite projetée sera en PVC PN16 DN 250 mm.

Le dimensionnement de cette conduite est présenté ci-dessous.

### II.2.1 Dimensionnement des conduites projetées

Les caractéristiques techniques de la conduite projetée sont spécifiées dans les tableaux ci-après :

**Tableau 24:** Caractéristiques des conduites projetées

	Piquet	Longueur (ml)	Débit * (l/s)	Vitesse* (m/s)	Classe
Conduite existante DN 250 mm	S32bis-S48	1468	37,8	0,99	PN 10
Conduite projetée DN 250 mm	S32bis-S48	1468	37,8	0,99	PN 10
Conduite projeté DN 315 mm	S48 - Bache SD	62	75	1,26	PN 10

(\*) Le conduite projetée sera posée en parallèle avec la conduite existante en PVC DN 250 mm.

### III. Prétraitements

#### III.1. Composantes des prétraitements

En amont du prétraitement, il sera prévu une bêche de mélange des eaux brutes provenant des différents puits et forages, afin d'homogénéiser l'eau, et d'alimenter les prétraitements par un nouveau pompage basse pression.

Le prétraitement de l'eau alimentant les osmoseurs est fondamental pour protéger les membranes (colmatage, entartrage) et surtout pour assurer la longévité de l'installation et augmenter la durée de vie des membranes.

Pour assurer une longue durée de vie au-delà des trois ans de garantie accordés par les fournisseurs d'éléments d'osmose inverse et atteindre cinq à dix ans, le prétraitement de l'eau d'alimentation des modules doit permettre d'éviter ou tout au moins limiter le colmatage, l'entartrage et la salissure des membranes par :

- les algues, le plancton ;
- les colloïdes ;
- les hydrocarbures ;
- les hydroxydes métalliques ;
- la précipitation des sels ;
- les matières organiques ;
- les micro-organismes.

Les prétraitements consisteront à :

- éliminer les algues, le plancton, les hydrocarbures, par flottation par exemple ;

- retenir les colloïdes, dans une filière de clarification-filtration ;
- empêcher la précipitation des sels dissous et des sels métalliques dans la zone concentrât, par injection d'acide et/ou de séquestrant ;
- limiter le nombre de micro-organismes et l'apport de matières organiques biodégradables constituant un nutriment à ces derniers, ce qui tend à favoriser leur développement à la surface des membranes.

Le type de prétraitement à mettre en œuvre dépend de la qualité des eaux à traiter.

**Dans le cas de Zagora**, il s'agit d'eaux de puits et forages, présentant une bonne qualité du point de vue turbidité (moins de 1 NTU) et matières organiques. Il n'est donc pas nécessaire de prévoir une décantation ou une flottation.

Cependant, une étape de filtration reste indispensable pour éliminer les colloïdes et diminuer le pouvoir colmatant des eaux (SDI = Silt Density Index ou « Fouling Index ») en entrée des membranes.

De plus, du fer étant présent dans les eaux brutes, il doit être oxydé et filtré.

La filtration peut être :

- Soit de l'ultrafiltration sur membranes
- Soit de la filtration sur media mono ou multicouches.

Bien que l'ultrafiltration soit intéressante du point de vue qualité de l'eau filtrée, ce procédé est très cher en investissement et en exploitation, et est réservé aux installations de grande taille, permettant un amortissement par le gain réalisé sur le coût des membranes (en grande quantité).

Pour une installation de petite ou moyenne taille, la filtration conventionnelle est largement suffisante, et c'est ce qui sera retenu dans le cadre du présent projet.

Il est décrit ci-après en détail les différentes étapes de prétraitement à prévoir :

### **Oxydation**

L'objectif de cette étape est d'oxyder le fer pour qu'il précipite et soit retenu sur les filtres à sable. Le fer est très facilement oxydé par l'air et une injection d'air sera donc prévue dans l'eau entrant dans les filtres à sable.

De plus, par mesure de sécurité, il sera prévu un poste de préchloration au chlore gazeux, car bien que la qualité de l'eau ne le nécessite pas, une préchloration choc occasionnelle pourra être réalisée par l'exploitant. Dans ce cas, nous prévoyons également un poste de métabisulfite de sodium,

indispensable pour déchlorer l'eau en entrée de membranes afin de les protéger de l'effet de destruction irréversible des membranes par le chlore. Il pourra également être réalisé des préchlorations choc au métabisulfite, ce produit ayant une action biostatique (consommation de l'oxygène et donc limitation du développement bactérien), ce qui présente moins de risques pour les membranes.

### **Coagulation**

L'objectif de cette étape est de déstabiliser les particules colloïdales généralement chargées négativement par injection de coagulants minéraux, dans notre cas le chlorure ferrique. Le pH optimum pour ce dernier est 6-7, d'où la nécessité d'acidifier préalablement le milieu à l'aide d'acide sulfurique. L'acide permet également un prétraitement de l'eau d'alimentation des membranes pour limiter les risques de précipitation côté concentrât.

La coagulation a lieu directement sur les filtres placés.

### **Filtration sur lit granulaire**

L'objectif de la filtration sur lit granulaire est la réduction de la concentration en matières organiques au maximum pour améliorer le SDI de l'eau alimentant les membranes.

Le fer présent dans l'eau des forages sera oxydé et retenu à cette étape du traitement.

La filtration permet également de protéger les microfiltres placés en aval et d'augmenter le cycle entre le renouvellement des cartouches consommables.

Un autre avantage de l'acidification effectuée en amont est l'augmentation de l'efficacité des filtres à lits granulaires par diminution de l'effet de répulsion entre particules et grains de sable généralement chargés électronégativement.

### **Microfiltration :**

Ce traitement physique final est obligatoire. Cette étape constitue un traitement d'affinage et une barrière de sécurité en cas de dysfonctionnement des traitements amont afin de protéger les modules membranaires. Ces filtres sont placés en aval des pompes de lavage haute-pression. Le seuil de filtration à prévoir est de 5 microns absolu. Le type de microfiltres peut être:

- Cartouches agglomérées
- Cartouches plissées
- Filtres à poche

Pour les microfiltres à poches, il est impossible de garantir un seuil de coupure absolu de 5 microns, et avec l'usure, le seuil de filtration augmente.

Nous retenons donc pour le projet des filtres à cartouche (agglomérées ou plissées), avec seuil absolu de 5 microns.

Les cartouches sont du type consommable, avec remplacement fonction de la qualité des eaux, variant de 1 à 4 fois par an en général.

Les filtres nettoyables n'ont pas été retenus car il est difficile de trouver des seuils absolus de 5 microns dans ces technologies. De plus, cela crée des pertes en eau supplémentaires.

Pour les eaux de forage de Zagora, ces prétraitements garantiront un SDI inférieur à 3 en entrée d'osmoseurs.

### **III.2. Dimensionnement des éléments de prétraitement**

Le prétraitement reste le même pour les deux scénarios définis ci-dessus, seul le débit à traiter par les membranes donc le débit de by-pass diffère. La présentation des résultats de calcul se fera de l'amont à l'aval des éléments constituant cette étape alors que dans le dimensionnement c'est pas le cas, par exemple les caractéristiques des pompes HP viennent après avoir dimensionné les membranes de même que les pompes basse pression sont calculées après le filtre à sable.

#### **a. Nombre de lignes**

Dans la conception des installations, il est prévu deux lignes de traitement parallèles pour chaque étape puisqu'on ne peut pas tolérer un arrêt total de la station, il permet aussi de faciliter l'exploitation.

Au-delà, si on gagne un peu en fiabilité, les coûts deviennent cependant plus importants. De plus, les équipements principaux seront munis d'un secours installé (pompes basse pression, pompes haute pression, équipements de lavage, filtres, pompes doseuses).

#### **b. Réservoir d'eau saumâtre**

Après le captage des eaux saumâtres de quatre forages, il est nécessaire de construire un réservoir d'eau saumâtre afin d'assurer :

- le mélange des eaux saumâtres provenant des différents puits,
- un temps de contact de l'eau brute avec le chlore pour assurer une inactivation complète des algues et microorganismes lors des chlorations choc (injection ponctuelle et à forte dose).

- la régulation des eaux issues des forages et pour alimenter les filtres. Autrement dit une fonction de tampon entre le pompage au niveau des forages et le pompage basse pression vers les filtres bicouches.

Ce réservoir sera dimensionné sur la base des éléments suivants :

Débit d'eau brute à stoker : 75 L/s

Temps de contact de l'eau brute avec le chlore : 30 min

Volume de régulation des SP :  $V_r = Q.T / 4$

Avec :  $Q=75$  L/s et T : Temps toléré entre 2 démarrages successifs (considéré 20 min)

Les résultats de calcul sont récapitulés dans le tableau suivant :

**Tableau 25:** Caractéristiques de réservoir d'eau saumâtre

Désignation	Unités	Valeurs
Débit d'eau brute à stocker	m <sup>3</sup> /h	270
Temps de séjour	min	30
Volume du bassin d'eau brute théorique	m <sup>3</sup>	135
Volume de régulation des SP	m <sup>3</sup>	22.5
Volume Total	m <sup>3</sup>	157.5
Volume retenu (dans la gamme de réservoir standardisée ONEE BE)	m <sup>3</sup>	200

La bache d'eaux saumâtres a une capacité totale de 200 m<sup>3</sup>, ce qui assure un temps de contact de 45 minutes. Ce réservoir aura environ 4 m x 6.5 m x 4m et sera compartimenté en deux sections égales pour les besoins d'entretien et lavage des filtres à sable. La hauteur de 4 m est choisie pour une question de stabilité (guide de conception de réservoir ONEE BE).

### c. Station de pompage d'eau saumâtre

La station de pompage basse pression est composé de trois pompes centrifuges horizontales (2 en service et une de secours) de 37.5 L/s chacune installée dans le local technique adjacent au réservoir d'eau saumâtre. Les trois pompes seront reliées à un collecteur commun avec vannes. À la sortie du collecteur commun des dites pompes il y aura un mélangeur statique ou les produits de

prétraitement (acide sulfurique, chlorure ferrique) sont injectés et l'air process pour la déferrisation de eaux saumâtres. Un débitmètre sera aussi prévu à la sortie de la station de pompage pour le comptage des eaux en amont des filtres.

Etant donné que les groupes refouleront l'eau saumâtre vers le circuit composé des filtres à sable, microfiltre et pompes haute pression, la HMT de pompes sera de 4.5bars pour tenir compte des pertes de charge de ces derniers.

Les pompes basses pression auront donc les caractéristiques unitaires suivantes :

$$Q = 37.5 \text{ L/s} \quad \text{et} \quad \text{HMT} = 45\text{m}$$

Les pertes de charge réservées pour le colmatage sont élevées car cela permet de minimiser la fréquence des lavages et ainsi augmenter les cycles de filtration.

Les pompes sont équipées de variateur de fréquence afin de maintenir un débit constant quelque soient les pertes de charges créées par le colmatage des filtres bicouches et des microfiltres.

#### **d. OXYDATION**

L'objectif de cette étape est d'oxyder le fer pour qu'il précipite et soit retenu sur les filtres bicouches. L'élimination du fer est basée sur la précipitation du fer dissous ( $\text{Fe}^{2+}$ ) sous sa forme oxydée ( $\text{Fe}^{3+}$ ), en tant que  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  ou  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ . Il est prévu un poste de production d'air process pour injecter de l'air à l'entrée des filtres bicouches.

#### **Principe de fonctionnement**

L'eau du forage est aérée à l'aide d'un aérateur et ensuite envoyée dans une chambre sous pression afin que le fer soit oxydé puis que les oxydes de fer (qui résultent de cette oxydation), précipitent. Ensuite, l'eau est filtrée sur sable afin de retenir les oxydes de fer précédemment formés. Un système de rétro-lavage par l'air permet aussi de décolmater et nettoyer le filtre à sable de tous les oxydes accumulés lors de la filtration (Figure 23).



## e. Filtration

### Choix du type de filtre sous pression

On trouve deux types de filtre sous pression : les filtres sous pression verticaux et les filtres sous pression horizontaux (figure 24 et 25).

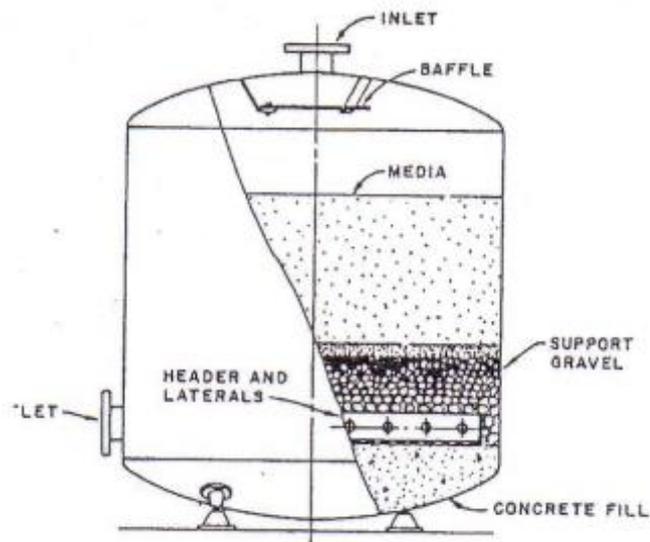


Figure 24: Filtre sous pression vertical

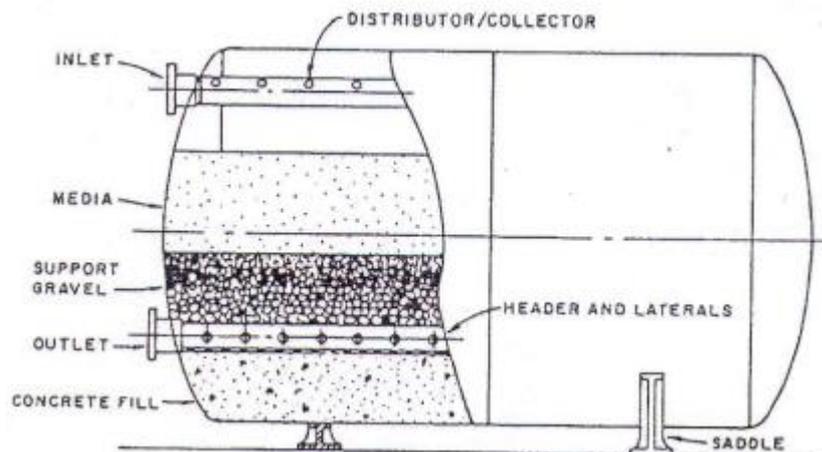


Figure 25: Filtre sous pression horizontal

Les filtres sous pression verticaux sont par nature plus satisfaisants que les filtres horizontaux, car l'espace laissé au-dessus du sable est égal à celui occupé par le sable, le gravier et les drains profonds. Mais, en général, l'espace supérieur est restreint, si bien qu'il est impossible de disposer idéalement les collecteurs d'eau de lavage. Les filtres horizontaux sous pression sont moins

satisfaisants car, en raison de leur forme cylindrique, l'espace réservé aux drains inférieurs est moindre que celui occupé par la surface du sable. L'eau de lavage ne monte donc pas uniformément dans l'ensemble de la couche filtrante et le sable en mouvement est dirigé vers le haut, puis vers le centre, à partir de chaque côté.

**Vu les avantages des filtres sous pression verticaux on opte pour ce dernier.**

### **Dimensionnement des filtres**

Les filtres sous pression fermés verticaux reçoivent l'eau qui a été refoulée par les pompes d'eau saumâtre après avoir reçu le prétraitement chimique.

Dans ces filtres bicouches, la couche supérieure est faite d'un matériau de faible densité (anthracite). C'est dans cette première couche que la majorité des particules est retenue. La couche inférieure inclut un matériel (sable) fin, constituant un traitement d'affinage. Les deux couches sont classées par fluidisation grâce aux densités et natures différentes des matériaux de filtration.

La vitesse de filtration ou charge superficielle nominale ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ) en bicouches peut atteindre jusqu'à 10 à 15 m/h étant donné qu'on réalise une filtration en profondeur, donc avec une capacité de rétention de MES bien supérieure à la filtration monocouches, où on doit se limiter à 5-10 m/h.

Quatre (fixé par itération en vérifiant le respect de la charge superficielle nominale et maximale) filtres bicouches fermés, de  $8,5 \text{ m}^2$  de superficie chacun sont prévus (Tableau 26).

La surface de filtration peut être déterminée à l'aide du débit à l'entrée des filtres, exprimé en  $\text{m}^3/\text{h}$ , et de la charge superficielle nominale ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ). Elle s'exprime comme suit :

$$S = \frac{\text{Débit à l'entrée des filtres}(\text{m}^3/\text{h})}{\text{Charge superficielle nominale}(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})}$$

Les caractéristiques de construction et d'opération des filtres sont :

Tableau 26: Caractéristiques des filtres bicouches

Désignation	Unités	Valeurs
Type	-	Sous pression vertical
Nombre total de Filtre	-	4
Débit nominal par Filtre	m <sup>3</sup> /h	67.5
Charge superficiel nominal (fixé par l'ONEE BE dans le CCTG AEP)	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h	8
Surface de filtration	m <sup>2</sup>	8.5
Charge superficiel maximal (1 filtre en lavage), fixé par l'ONEE BE	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h	11
Diamètre	m	3.3
Hauteur d'Anthracite(les hauteurs sont données par le fabricant)	mm	700
Hauteur de Sable fin	mm	500
Hauteur de Gravier	mm	100
Temps de contact pour la coagulation (ONEE BE)	min	10
Hauteur d'eau au-dessus du média	m	1.3
Hauteur de Virole du Filtre	m	2.6

Etant donné que les filtres bicouches sont lavés avec du concentrat, le matériau de conception doit être adapté à la salinité importante du concentrat : 13 g/l.

#### **f. Lavage des filtres**

Le lavage des filtres se fait automatiquement à l'air et à l'eau. Le lavage des filtres se fait avec du concentrât, afin d'une part d'économiser de l'eau brute et d'autre part afin de créer un choc osmotique qui limitera le développement d'un biofilm dans les filtres.

Le lavage se compose de plusieurs étapes :

- ♦ 1 arrêt de la filtration,

- ◆ 2 abaissement du plan d'eau jusqu'au niveau du média
- ◆ 3 détassage par envoi d'air pendant une durée réglable,
- ◆ 4 rinçage à l'eau à plein débit pendant une durée réglable
- ◆ 5 reprise de la filtration.

La fréquence de lavage des filtres est fonction de la concentration des matières en suspension (MES) contenues dans l'eau brute.

Le colmatage de la batterie de filtres est contrôlé par le différentiel de pression entre l'amont et l'aval de la batterie de filtres. Le colmatage maximal admissible pour des filtres fermés est 0,5 à 1 bar.

Séquences de lavage et pertes en eau se résument comme suit :

Tableau 27: Caractéristiques de système de lavage des filtres

Désignation	Unités	Valeurs
Vitesse en phase air + eau	m/h	17
Surface de filtration	m <sup>2</sup>	8.5
Durée de la sequence	min	6
Volume correspondant	m <sup>3</sup>	14.5
Vitesse en phase de rinçage	m/h	35
Durée de la sequence	min	5
Volume correspondant	m <sup>3</sup>	25
Volume total pour laver un filtre	m <sup>3</sup>	40
Fréquence de lavage maxi	-	chaque 24h
fréquence de lavage moyenne	-	chaque 48h

Le lavage des filtres se fait avec le concentrat issu du traitement membranaire.

La bache d'eaux saumâtres a une capacité utile de 80 m<sup>3</sup> correspondant au volume d'eau de lavage nécessaire pour le lavage de deux filtres.

### **g. Pompe de lavage**

Le lavage avec le concentrât est réalisé à l'aide de deux pompes centrifuges horizontales dont une en réserve, ils se présentent comme suit :

Tableau 28: Caractéristiques des pompes de lavage des filtres

Désignation	Unités	Valeurs
Vitesse en phase de rinçage	m/h	35
Surface d'un filtre	m <sup>2</sup>	8.5
Débit correspondant	m <sup>3</sup> /h	297.5
Nombre de pompes	-	2+1 en secours
Débit unitaire des pompes	m <sup>3</sup> /h	150

Ces pompes, situées dans le local machine du bâtiment osmoseurs, aspirent dans la bêche de rétrolavage.

Les matériaux de construction des pompes sont résistants à des eaux d'une salinité de l'ordre de 13 g/l, par exemple l'acier duplex.

### **h. Surpresseurs d'air**

Pour la production d'air de lavage, deux surpresseurs d'air sont prévues dont un en réserve. Les surpresseurs sont équipés de capots d'insonorisation, ci-dessus ses caractéristiques.

Tableau 29:Caractéristiques de surpresseurs d'air

Désignation	Unités	Valeurs
Vmax en phase de détassage	m/h	60
Surface d'un filtre	m <sup>2</sup>	8.5
débit correspondant	m <sup>3</sup> /h	510
Nombre de surpresseurs	-	1+1 en secours
Q unitaire choisi aux conditions d'aspiration	m <sup>3</sup> /h	510

### i. By-Pass de l'eau filtrée

Le mitigeage sera prévu selon le scénario retenu :

#### SCENARIO 1 : Objectif salinité 500 mg/l

En sortie de l'osmoseur, pour la configuration retenue, la salinité totale sera de l'ordre de 50 à 80 ppm selon la température.

Pour limiter la salinité totale du mélange (après reminéralisation finale) à 500 ppm, le mitigeage sera de :

$$Q1 \cdot C1 + Q2 \cdot C2 = C_{total} \cdot (Q1 + Q2)$$

Avec	Ctotal= 358 mg/L	Concentration mélange Eau traité + Eau de By-pass
	C1 = 80 mg/L	Concentration permeat sortie d'osmoseurs
	C2 = 3150 mg/L	TDS donné par logiciel de simulation hydrauratic
	Q1 = 51.4 L/s	débit à traiter

On trouve Q2, le débit de by-pass de 5 L. Les résultats sont récapitulés dans le Tableau 30.

**tableau 30 : Mitigeage 500 ppm**

	Débit			Salinité
	l/s	m3/h	%	mg/l
Eau brute	73,5	264,6	100%	3150
By-pass	5	18	7%	3150
Entrée osmoseurs	68,5	246,6	93%	3150
Taux conversion			75%	
Sortie osmoseur (à 29°C)	51,4	185,0		80
Eau mélangée	56,4	203,0		352,3
Eau reminéralisée	56,4	203,0	77%	487,3

Soit un **mélange de 7 % d'eau brute avec l'eau déminéralisée.**

Nota : il a été tenu compte de 2% de pertes en eau sur les filtres du prétraitement en amont des osmoseurs, soit  $75 \times 0,98 = 73,5$  l/s en entrée d'osmoseurs.

L'eau osmosée mélangée aura une salinité de l'ordre de 358 mg/l maximum, et après mise à l'équilibre finale, une salinité de l'ordre de 500 mg/l.

#### SCENARIO 2 : Objectif salinité 1000 mg/l

En sortie de l'osmoseur, pour la configuration retenue, la salinité totale sera de l'ordre de 50 à 80 ppm selon la température.

Pour limiter la salinité totale du mélange à 1000 ppm, le mitigeage sera de :

**Tableau 31: Mitigeage 1000 ppm**

	Débit			Salinité
	l/s	m3/h	%	mg/l
Eau brute	<b>73,5</b>	264,6	100%	3150
By-pass	15	54	<b>20%</b>	3150
Entrée osmoseurs	58,5	210,6	80%	3150
Taux conversion			75%	
Sortie osmoseur (à 29°C)	43,9	158,0		80
Eau mélangée	58,9	212,0		862,2
Eau reminéralisée	<b>58,9</b>	212,0	80%	952,2

Soit un **mélange de 20 % d'eau brute avec l'eau déminéralisée.**

Nota : il a été tenu compte de 2% de pertes en eau sur les filtres du prétraitement en amont des osmoseurs, soit  $75 \times 0,98 = 73,5$  l/s en entrée d'osmoseurs.

L'eau osmosée mélangée aura une salinité de l'ordre de 920 mg/l maximum, et après mise à l'équilibre finale, une salinité de l'ordre de 1000 mg/l.

#### **j. Microfiltres**

Afin de filtrer les petites particules pouvant s'échapper des filtres à sable et protéger ainsi les membranes contre un encrassement, des filtres à cartouches capables de filtrer des particules jusqu'à 5 microns sont installés en amont des unités d'osmose.

Lorsque la baisse de pression à travers les filtres à cartouches dépasse une valeur préétablie (environ 1,5 bars), la cartouche du filtre doit être remplacée. La fréquence de remplacement est estimée à environ 4 fois par année.

Il y a quatre unités en service. Lorsqu'une unité est arrêtée, le débit total doit être traité sur les 3 unités restantes en service.

Sur chaque unité, un jeu de vannes est monté pour permettre son isolement et sa vidange.

Le milieu filtrant dans les filtres à cartouche est constitué de cartouches à tissu enroulé en polypropylène avec ouverture de cinq microns.

Les caractéristiques des filtres à cartouches sont les suivantes :

- ♦ Nombre de microfiltre 4
- ♦ Débit en entrée de la microfiltration 70 l/s (252 m<sup>3</sup>/h)
- ♦ Débit par microfiltre 63 m<sup>3</sup>/h à 84 m<sup>3</sup>/h
- ♦ vitesse de filtration avec 4 microfiltres en service 5,2 m/h

- ♦ vitesse de filtration avec 3 microfiltres en service 7,8 m/h
- ♦ Niveau de filtration **5 µm absolu**
- ♦ Perte de charge maximum 1,5 bars
- ♦ Cartouches
  - Type plissée
  - Matériau des cartouches Polypropylène

### III.3. Réactifs du prétraitement

#### I.1.1. Préchloration intermittente

Comme l'eau brute vient des forages elle est de bonne qualité, donc une chloration choc qui a pour but d'éliminer toute prolifération de micro-organisme, notamment à l'amont des membranes d'osmose inverse est suffisante.

La préchloration en continu (permanente) n'est pas recommandée car les micro-organismes s'y adaptent et proliféreront plus rapidement en consommant les matières organiques assimilables, qui résultent de la réaction entre le chlore et la matière organique éventuellement présente dans l'eau saumâtre. Ceci permet également d'optimiser la consommation du chlore.

Les caractéristiques de préchloration se résument dans le tableau suivant :

Taux de dosage maximum fixé par l'ONEE BE : 5 g/m<sup>3</sup>

**Tableau 32:** Caractéristiques de Préchloration

Paramètres	Unités	Valeurs
Débits maximum à traiter : préchloration (eau brute)	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	270 (75 L/s)
Taux de dosage maximum	g.m <sup>-3</sup>	5
Nombre de chloromètres	-	1 + 1
Débit maxi des chloromètres	g.h <sup>-1</sup>	270 m <sup>3</sup> /h x 5 g/m <sup>3</sup> = 1350
Capacité choisie	Kg.h <sup>-1</sup>	2
Type de stockage	-	Bouteilles de 49 kg
Nombre de bouteilles	-	1 + 1 raccordés

### I.1.2. Poste « chlorure ferrique »

Le débit de chlorure ferrique à apporter se calcule par :

**Débit (l/h) = (débit à l'entrée (m<sup>3</sup>/h) × dose de chlorure ferrique (g/m<sup>3</sup>) × 100/40) / (1,42 Kg/l × 1000).**

1,42 Kg/l étant la densité de chlorure ferrique

**NB :** La multiplication par 100/40 résulte du fait qu'on doit ajouter une dose de chlorure ferrique à 100% mais la solution commerciale au Maroc ne contient que 40% de ce dernier.

Les taux de traitement retenus en produit pur fixé par l'ONEE BE sont :

- Moyen : 10 mg/l
- Maximum : 25 mg/l

**Tableau 33:** Caractéristiques de Poste de chlorure ferrique

Paramètres	Unités	Valeurs
Lieu d'injection	-	Entrée filtres à sable
Débit maximum à traiter	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	270
Dosage maximum produit pur	g.m <sup>-3</sup>	25
Nombre de pompes doseuses en service	U	3 (2+1secours commun)
Débit maximum d'une pompe doseuse pour une pureté de 40% et une densité de 1,42	L.h <sup>-1</sup>	6
Débit pour le dosage moyen de 12 g/m <sup>3</sup> par pompe	L.h <sup>-1</sup>	3
Autonomie de stockage souhaité au dosage moyen et au débit nominal	mois	3
Volume de stockage	m <sup>3</sup>	13

Pour une autonomie de 3 mois il nous faudra un volume de stockage de 13 m<sup>3</sup> de chlorure ferrique pour un débit moyen d'injection de 3 L/h.

### I.1.3. Poste « acide »

**Débit (l/h) = (débit à l'entrée (m<sup>3</sup>/h) × dose d'acide sulfurique (g/m<sup>3</sup>) × 100/98) / (1,8 Kg/l × 1000).**

(1,8 Kg/l étant la densité de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

**NB :** La multiplication par 100/98 résulte du fait qu'on doit ajouter une dose d'acide sulfurique H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> à 100% mais la solution commerciale au Maroc ne contient que 98% de cet acide.

Les taux de traitement retenus en produit pur sont fixés par l'ONEE BE :

- Moyen : 20 mg/l
- Maximum : 30 mg/l

**Tableau 34:** Caractéristiques de Poste acide

Paramètres	Unités	Valeurs
Lieu d'injection	-	Entrée filtres à sable
Débit maximum à traiter	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	270
Dosage maximum produit pur	g.m <sup>-3</sup>	30
Nombre de pompes doseuses en service	U	3 (2 + 1 secours commun)
Débit maximum d'une pompe doseuse pour une pureté de 96% et une densité de 1,84	L.h <sup>-1</sup>	$270 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \times 30 \text{ g}/\text{m}^3 : (0,96 \times 1840) = 2,3$
Débit pour le dosage moyen de 12 g/m <sup>3</sup>	L.h <sup>-1</sup>	1,5
Autonomie de stockage souhaité au dosage moyen et au débit nominal	mois	3
Volume de stockage	m <sup>3</sup>	4

#### **I.1.4. Poste séquestrant**

La dose de séquestrant dépend de la station de traitement proposée, elle peut varier en fonction du type de membrane, du taux de conversion adopté, du fournisseur de séquestrant retenu, etc.

Le taux de traitement prévisionnel retenu en produit pur est : 4 mg/L. Ce taux sera à vérifier en fonction de la solution de traitement.

Les marques suivantes de séquestrant peuvent être utilisées : BWA Water Additives, Genesys... Le choix de la marque et du type de séquestrant peut influencer la dose de réactif à prendre en considération.

Tableau 35: Caractéristiques de Poste séquestrant

Paramètres	Unités	Scénario 1	Scénario 2
Lieu d'injection	-	Entrée microfiltres	Entrée microfiltres
Débit maximum à traiter	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	246,6	210,6
Dosage nominal produit pur	g.m <sup>-3</sup>	4	4
Nombre de pompes doseuses en service	U	3 (2 + 1 secours commun)	3 (2+1 secours commun)
Débit à traiter par file	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	123,3	105,3
Densité de la solution commerciale	-	1,17	1,17
Débit nominal de la pompe doseuse (produit non dilué)	L.h <sup>-1</sup>	123m <sup>3</sup> /h x 4 g/m <sup>3</sup> : 1170 g/L = 0,42	105m <sup>3</sup> /h x 4 g/m <sup>3</sup> : 1170 g/L = 0,36
Conditionnement	-	Bonbonne de 25kg  Palettes de 24 bonbonnes	Bonbonne de 25kg  Palettes de 24 bonbonnes
Volume d'un bac hebdomadaire	L	0,42x 2 x 24h/j x 7j/sem = 140	0,36x 2 x 24h/j x 7j/sem = 121
Volume hebdomadaire retenu	L	200	150
Autonomie de stockage souhaité au dosage moyen et au débit nominal	Mois	3	3
Surface de stockage	m <sup>2</sup>	4 palettes, soit 5 m <sup>2</sup>	4 palettes, soit 5 m <sup>2</sup>

### **I.1.5. Poste métabisulfite**

Lors de la préchloration intermittente, le chlore résiduel, éventuellement présent dans l'eau, attaquerait les membranes d'osmose inverse et les détériorerait.

La neutralisation du chlore résiduel sera assurée par une injection de métabisulfite de sodium ( $\text{NaHSO}_3$ ) qui est un réducteur.

La filière de déchloration est dimensionnée sur la base d'un taux de chlore résiduel de 1 g/m<sup>3</sup>.

Ce poste sera utilisé uniquement en cas de préchloration de l'eau brute, ou bien pour réaliser des injections chocs.

**Tableau 36:** Caractéristiques de Poste métabisulfite

Paramètres	Unités	Scénario 1	Scénario 2
Lieu d'injection	-	Entrée microfiltres	Entrée microfiltres
Débit maximum à traiter	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	246,6	210,6
Dosage nécessaire pour neutraliser 1 g. m <sup>-3</sup> de chlore  (3 g de Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub> pour 1 g de chlore)	g.m <sup>-3</sup>	3	3
Dosage moyenne	g.m <sup>-3</sup>	15	15
Dosage maximum en injection choc	g.m <sup>-3</sup>	50	50
Nombre de pompes doseuses en service	U	3 (2 + 1 secours commun)	3 (2 + 1 secours commun)
Débit à traiter par file	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	123,3	105,3
Concentration de la solution	g.L <sup>-1</sup>	230	230
Pureté du produit	%	98	98
Débit maximum de la pompe doseuse	L.h <sup>-1</sup>	$123\text{m}^3/\text{h} \times 50 \text{ g}/\text{m}^3 : 230 \text{ g}/\text{L} \times 0,98 = 27,3$	$105\text{m}^3/\text{h} \times 50 \text{ g}/\text{m}^3 : 230 \text{ g}/\text{L} \times 0,98 = 23,4$
Nombre de bacs de préparation	-	2	2
Volume d'un bac	L	$27,3 \times 2 \times 12\text{h}/\text{j} = 655$	$23,4 \times 2 \times 12\text{h}/\text{j} = 562$
Volume retenu	L	1000	1000

## IV. Process d'osmose inverse

### IV.1. Osmose inverse

Le processus d'osmose inverse consiste à augmenter la pression de l'eau saumâtre préalablement filtrée, pour vaincre la pression osmotique de l'eau saumâtre. Cette tâche est effectuée par les pompes de haute pression. L'eau passe à haute pression vers les modules de membranes d'osmose inverse, où sont générés deux effluents :

- ♦ l'eau osmosée à basse pression,
- ♦ le concentrât à haute pression

Le processus d'osmose inverse s'effectue dans les membranes en polyamide ou acétate qui sont fabriquées en forme plate et ensuite sont enroulées pour former les membranes en spirale.

Chaque membrane en spirale est composée de plusieurs membranes filtrantes enroulées autour d'un tube de plastique par lequel sort le produit.

Afin d'augmenter la souplesse en exploitation, il est décidé de concevoir le système d'osmose inverse en deux files indépendantes.

### IV.2. Pompes haute-pression

Les pompes HP sont dimensionnées de façon à pouvoir fournir la pression nécessaire requise par les membranes à 19°C et pour une salinité d'eau saumâtre de 3,15 g/l.

Les caractéristiques des pompes à haute pression sont résumées ici.

**Tableau 37 :** Caractéristiques des pompes à haute pression

Désignation	Unité	Scénario 1	Scénario 2
Nombre de pompes	-	2 en service +1 secours	2 en service+1seours
Débit unitaire	m <sup>3</sup> /h	123,3	105,3
Pression différentielle maxi à fournir par la pompe HP*	Bar	13,8	14,2

Afin de réaliser des économies d'énergie, un variateur de vitesse a été prévu pour chaque pompe HP.

Les matériaux de construction des pompes sont les matériaux classiques fonte grise ou acier inox 316 pour le corps, acier inox ou acier allié pour l'arbre et fonte ou acier inox 316 pour les roues. Les

matériaux de construction des vannes sont la fonte pour le corps et le papillon. La tuyauterie de raccordement est en PVC.

#### **I.1.6. Récupération d'énergie**

En dessalement d'eaux saumâtres, la mise en œuvre dépend de la salinité des eaux et du taux de conversion.

Dans le cas de Zagora, pour une salinité de 3 g/l et un taux de conversion de 75%, la pression d'alimentation des membranes sera de l'ordre de 10 bars.

Ainsi, il serait possible par exemple avec un échangeur de pression, de récupérer 18 l/s (65 m<sup>3</sup>/h), à une pression de 7,5 bar environ pour tenir compte du rendement de l'échangeur et des pertes de pression dans les modules. Cela correspond à une énergie de 13 kWh soit 300 kWh/j. Sur la base d'un coût à 1DHS/kWh, cela représente 300 DHS/j, soit 110 000 DHS/an.

En comparaison, le coût d'investissement d'un échangeur de pression et de la pompe de surpression est d'environ 180 000 \$ (environ 1 350 000 DH) pour Zagora environ. Il faudrait plus de 15 ans pour amortir les équipements, ce qui correspond à la durée de vie du matériel. Donc on n'envisage pas la récupération d'énergie.

#### **IV.3. Paramètres d'osmose inverse**

En première approche, les osmoseurs seront configurés en deux étages, ce qui permettra d'atteindre un taux de conversion de 75%.

Il n'est pas possible de prévoir un taux de conversion supérieur, en raison des risques de précipitation trop importants côté concentrât vis-à-vis principalement du sulfate de baryum.

La configuration retenue est un compromis entre :

- Un nombre de membranes minimum
- Une pression d'alimentation la plus faible possible (pour la température minimale)
- Un contrôle des risques de précipitation côté concentrât
- Un passage en sel minimum (pour la température maximale)

De nombreux logiciels existent pour les simulations de traitement, et sont propres à chaque fournisseur de membranes. Nous avons utilisé pour la présente étude le logiciel IMS Design de Hydranautics.

Tous les fabricants ont à ce jour des membranes aux performances similaires, avec de nouveaux produits chaque année, aussi l'utilisation d'un fournisseur ou l'autre ne modifie pas fondamentalement le design global de l'installation.

Les paramètres de base pour le dimensionnement sont :

- La température (mini et maxi)
- La salinité maximale
- Le choix du flux transmembranaire
- Le choix du facteur de conversion
- Le choix du potentiel Beta (facteur de polarisation)
- Le choix du type de membranes et donc de ses caractéristiques associées (surface spécifique, taux de réjection en sels, débit de production, débit minimum d'alimentation, débit minimum de concentrât).

De plus, il doit être tenu compte du vieillissement des membranes dans les simulations : en effet, à la mise en route, les performances sont toujours meilleures, puis décroissent progressivement au fur et à mesure de l'usure des membranes due principalement au lavage chimique.

Il doit donc être fixé des valeurs pour :

- Déclin du flux au bout de 3 ans
- Augmentation du passage en sels

Pour des eaux de forage de bonne qualité (SDI inférieur à 3), les valeurs que l'on peut retenir sont les suivantes :

- Flux transmembranaire : 25 à 27 l/mh moyen
- Potentiel beta : inférieur à 1,8
- Déclin du flux : 7% par an
- Augmentation passage en sels : 10 % par an

Etant donné la qualité de l'eau brute (eau souterraine), les flux qui peuvent être adoptés sont de 24 l/mh (sécuritaire) à 30 l/mh (agressif).

Pour les membranes, notre choix s'est porté sur des membranes spécifiques pour le dessalement d'eaux saumâtres, présentant un fort taux de réjection de sels (supérieur à 99 %) mais étant également résistantes aux phénomènes de colmatage pour assurer leur longévité. La taille choisie est standard, soit 8" x 40".

**La fiche technique est jointe dans l'annexe 2.**

#### IV.4. Simulation Osmoseurs

I.1.7. Les paramètres de conception de la station sont présentés dans le tableau suivant

**Tableau 38** : Paramètres de conception de la station

Désignation	Unité	Valeur
Débit total d'eau filtrée	m <sup>3</sup> /h	264
Pourcentage d'eau déminéralisé	%	93
Débit d'eau total à déminéraliser	m <sup>3</sup> /h	246,6
Nombre de trains	-	2
Débit d'eau à déminéraliser par train	m <sup>3</sup> /h	123,3

Les osmoseurs sont dimensionnés sur la base des paramètres suivants :

**Tableau 39** : Paramètres de conception des osmoseurs

Désignation	Unité	Valeur
Température de l'eau d'alimentation maxi/mini	°C	29 /19
Facteur de colmatage à 3 ans	-	0,8
Augmentation du passage en sels	%/an	<b>10</b>
Diminution du flux	%/an	<b>7</b>
Pression minimum en sortie du premier étage du perméat	bar	2,5

Les éléments d'osmose inverse sont choisis dans la gamme Hydranautics.

Il a été sélectionné les **éléments ESPA2 LD**.

Il est présenté ci-après pour chacun des scénarios pour des températures de 19°C (19° au lieu de 20° pour une question de sécurité car le débit d'eau à travers la membrane augmente avec la température par suite de la diminution de la viscosité. cette augmentation est d'environ 3% par degré Celsius) et 29°C, la projection à 3 ans effectuée à l'aide du logiciel IMSDesign de HYDRANAUTICS sur les bases définies ci-dessus.

La qualité de l'eau en sortie de station d'osmose, après le mélange eau osmosée et eau by-passée effectué, est présentée dans « Permeate ».

A 19°C

Hydranautics RO Projection Program - [RO Design]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Help

Project: Zagora    Calculated by: Imam Ali Ahmed    Date: 06/07/13

pH: 6.90    Membrane age: 3.0 years    Chem type: H2SO4

Temp: 19.0 C    Chem dosing rate: 58.3 ppm    Chem concentration, %: 100

Flux decline % per year: 7.0    Feed water type: Well Water

Fouling Factor: 0.80    Permeate blending:  Permeate throttling:

SP increase % per year: 10.0    Concentrate recirc.:  Booster pump:

Product recovery, %: 75.0

Permeate flow: m3/hr 185.00    **Eau traitée**

Average flux rate: l/m2-hr 24.4    Blending flow: 18.0 m3/hr    **Eau filtrée de by-pass**

Feed flow: m3/hr 246.7    Permeate pressure: 2.5 bar 1st stage

Concentrate flow: m3/hr 61.7    **Debit d'Eau à traiter**

**Pression nette d'alimentation en bar**

Calculation Results

Arrav	Vessels	Pressure	Feed	Conc.	Feed	Conc.	Flux	Beta
1-1	24	13.8	13.2	10.3	4.6	25.7	1.16	
1-2	10	13.2	12.2	10.9	6.2	21.4	1.09	
1-3	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	
1-4	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	

Permeate concentration (ppm)

Ca	44.10	K	1.32	Sr	0.00	Cl	104.84	NO3	5.91	CO2	53.65
Mg	7.75	NH4	0.00	CO3	0.28	SO4	95.61	B	0.00	pH	6.0
Na	62.90	Ba	0.02	HCO3	33.51	F	0.06	SiO2	2.47		

Total TDS: 358.9 ppm    **Salinité du permeat(ppm) à la sortie**

Concentrate parameters

CaSO4 sat, %	283	SrSO4 sat, %	0	Ionic strength	0.32	pH	7.4
BaSO4 sat, %	10581	SiO2 sat, %	81	Osmotic pressure	7.1	bar	

Saturation Index: Langelier 1.7    Stiff & Davis 1.10    Total TDS 13594.4 ppm

Note: Anti Scalant required    **Warning: Saturation limits exceeded-click here for more info**

Passes: 1

Next    Print    Flow diag.

AutoDisplay     Summary Calc

Figure 26: Scenario 1 : objectif salinité 500 mg.l-1- Mitigeage 7% du débit d'eau brute(19°C)

## A 29°C

Hydranautics RO Projection Program - [RO Design]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Help

Project: Zagora      Calculated by: Imam      Date: 06/07/13

pH: 6.90      Membrane age: 3.0 years      Chem type: H2SO4

Temp: 29.0 C      Chem dosing rate: 53.2 ppm      Chem concentration: 100

Flux decline % per year: 7.0      Feed water type: Well Water

Fouling Factor: 0.80      Permeate blending:  Permeate throttling:

SP increase % per year: 10.0      Concentrate recirc.:  Booster pump:

Product recovery: 75.0

Permeate flow: m3/hr 185.00

Average flux rate: l/m2-hr 24.4

Feed flow: m3/hr 246.7

Concentrate flow: m3/hr 61.7

Blending flow: 18.0 m3/hr

Permeate pressure: 2.5 bar 1st stage

Calculation Results

Arrav	Vessels	Feed	Conc.	Feed	Conc.	Flux	Beta
1-1	24	11.9	11.3	10.3	4.4	26.2	1.15
1-2	10	11.3	10.3	10.7	6.2	20.2	1.07
1-3	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00
1-4	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00

Permeate concentration (ppm)

Ca	45.12	K	1.46	Sr	0.00	Cl	111.86	NO3	7.15	CO2	48.75
Mg	7.93	NH4	0.00	CO3	0.28	SO4	97.55	B	0.00	pH	6.0
Na	68.46	Ba	0.02	HCO3	36.67	F	0.07	SiO2	2.62	Total TDS	379.2 ppm

Concentrate parameters

CaSO4 sat, %	265	SrSO4 sat, %	0	Ionic strength	0.32	pH	7.4
BaSO4 sat, %	8088	SiO2 sat, %	69	Osmotic pressure	7.3	bar	

Saturation Index: Langelier 2.0      Stiff & Davis 1.28      Total TDS 13532.4 ppm

**Warning : Saturation limits exceeded-click here for more info**

Passes: 1

Next

Print

Flow diag.

AutoDisplay

Summary Calc

**Figure 27:** Scenario 1 : objectif salinité 500 mg.l-1- Mitigeage 7% du débit d'eau brute (29°C)

On remarque que la pression d'alimentation des Pompes HP est plus grande pour la Température de l'eau à 19°C (13,8 bars) donc cette pression sera considéré pour le Pompes HP. Une feuille synthèse de la simulation pour le scenario 500 mg/L à 19°C est présentée dans l'annexe 3.

A 19°C

Hydranautics RO Projection Program - [RO Design]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Help

Project: Zagora    Calculated by: Imam    Date: 06/07/13

pH: 6.90    Membrane age: 3.0 years    Chem type: H2SO4

Temp: 19.0 C    Chem dosing rate: 58.3 ppm    Chem concentration: 100%

Flux decline % per year: 7.0    Feed water type: Well Water

Fouling Factor: 0.80    Permeate blending:     Permeate throttling:

SP increase % per year: 10.0    Concentrate recirc.:     Booster pump:

Product recovery, %: 75.0

Permeate flow: m3/hr    158.00

Average flux rate: l/m2-hr    25.3

Feed flow: m3/hr    210.7

Concentrate flow: m3/hr    52.7

Blending flow: 54.0 m3/hr

Permeate pressure: 2.5 bar    1st stage

Calculation Results

Arrav	Vessels	Feed	Conc.	Feed	Conc	Flux	Beta
1-1	20	14.2	13.5	10.5	4.6	26.6	1.16
1-2	8	13.5	12.4	11.5	6.6	22.1	1.08
1-3	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00
1-4	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00

Permeate concentration (ppm)

Ca	121.30	K	3.06	Sr	0.00	Cl	263.22	NO3	9.64	CO2	53.65
Mg	21.32	NH4	0.00	CO3	0.82	SO4	264.11	B	0.00	pH	6.4
Na	150.72	Ba	0.05	HCO3	80.53	F	0.14	SiO2	6.31		
Total TDS										921.2	ppm

Concentrate parameters

CaSO4 sat, %	283	SrSO4 sat, %	0	Ionic strength	0.32	pH	7.4
BaSO4 sat, %	10581	SiO2 sat, %	81	Osmotic pressure	7.1	bar	
Saturation Index: Langelier	1.7	Stiff & Davis	1.10	Total TDS	13600.6	ppm	

Note: Anti Scalant required    **Warning: Saturation limits exceeded-click here for more info**

Passes: 1

Next

Print

Flow diag.

AutoDisplay

Summary Calc

Figure 28: Scenario 2 : objectif salinité 1000 mg.l-1- Mitigeage 20% du débit d'eau brute

A 29°C

Hydranautics RO Projection Program - [RO Design]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Help

Project: Zagora Calculated by: Imam Date: 06/07/13

pH: 6.90 Membrane age: 3.0 years Chem type: H2SO4

Temp: 29.0 C Chem dosing rate: 53.2 ppm Chem concentration, %: 100

Flux decline % per year: 7.0 Feed water type: Well Water

Fouling Factor: 0.80 Permeate blending:  Permeate throttling:

SP increase % per year: 10.0 Concentrate recirc.:  Booster pump:

Product recovery, %: 75.0

Permeate flow: m3/hr 158.00

Average flux rate: l/m2-hr 25.3

Feed flow: m3/hr 210.7

Concentrate flow: m3/hr 52.7

Blending flow: 54.0 m3/hr

Permeate pressure: 2.5 bar 1st stage

Calculation Results

Arrav	Vessels	Feed	Conc.	Feed	Conc.	Flux	Beta
1-1	20	12.2	11.5	10.5	4.5	27.1	1.15
1-2	8	11.5	10.5	11.2	6.6	20.8	1.07
1-3	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00
1-4	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00

Permeate concentration (ppm)

Ca	122.10	K	3.17	Sr	0.00	Cl	268.75	NO3	10.62	CO2	48.75
Mg	21.46	NH4	0.00	CO3	0.82	SO4	265.64	B	0.00	pH	6.4
Na	155.10	Ba	0.05	HCO3	83.02	F	0.15	SiO2	6.43		

Total TDS: 937.3 ppm

Concentrate parameters

CaSO4 sat, %	265	SrSO4 sat, %	0	Ionic strength	0.32	pH	7.4
BaSO4 sat, %	8088	SiO2 sat, %	69	Osmotic pressure	7.3	bar	

Saturation Index: Langelier 2.0 Stiff & Davis 1.28 Total TDS 13541.1 ppm

**Warning : Saturation limits exceeded-click here for more info**

Passes: 1

Next

Print

Flow diag.

AutoDisplay

Summary Calc

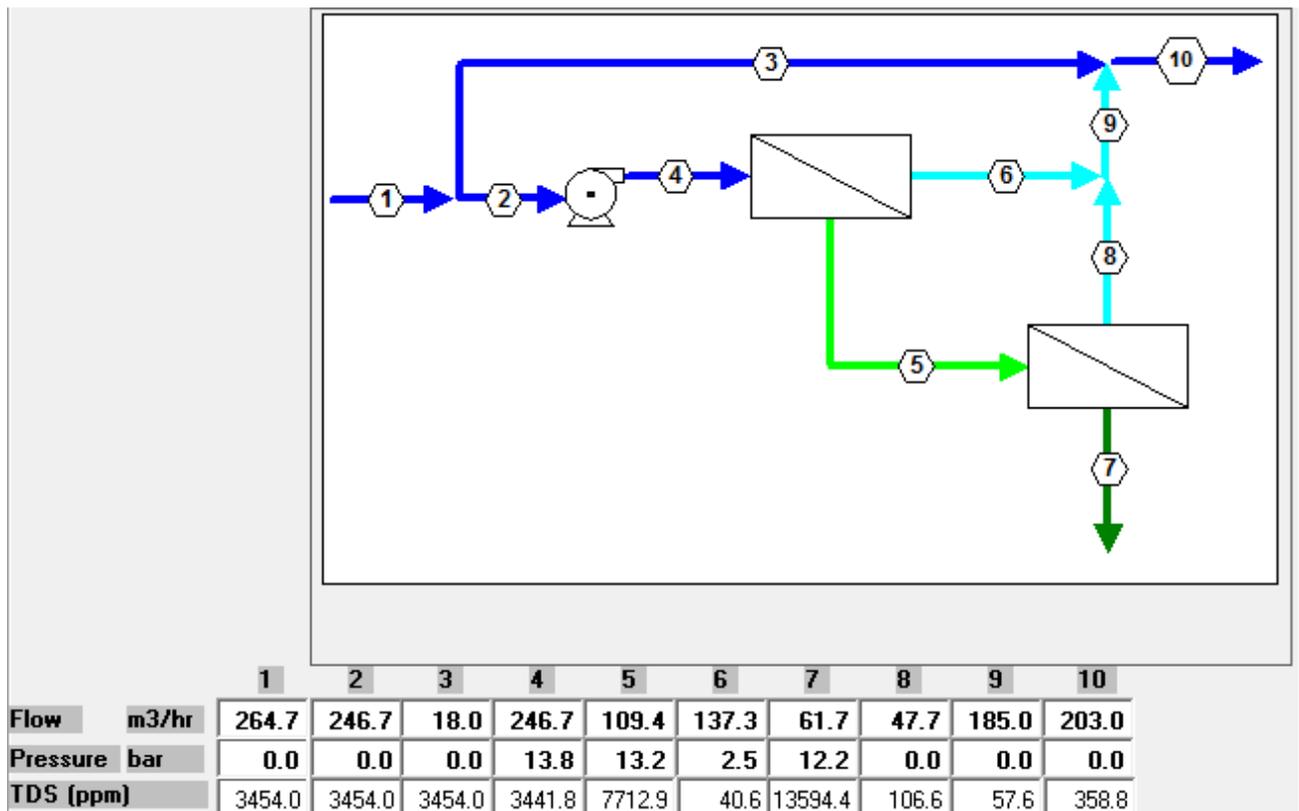
Figure 29: Scenario 2 : objectif salinité 1000 mg.l-1- Mitigeage 20% du débit d'eau brute ( A 29°C)

#### IV.5. Conception des osmoseurs – Résumé

Un résumé des résultats de la simulation ainsi qu'un schéma de la conception sont présentés ci-dessous.

**Tableau 40: Résultat de la simulation**

Paramètres	Unités	Scénario 1	Scénario 2
Débit d'eau osmosée total	m <sup>3</sup> /h	185	158
Nombre de trains	-	2	2
Débit d'eau osmosée par train	m <sup>3</sup> /h	92.5	79
<b>Configuration des osmoseurs :</b>			
Nombre de passe	-	1	1
Nombre d'étages	-	2	2
Flux transmembranaire moyen choisi	l/h/m <sup>2</sup>	24,4	25,3
Nombre d'éléments par corps de pression (*)	-	6	6
Nombre de corps de pression par train	1 <sup>er</sup> étage	12	10
	2 <sup>ème</sup> étage	5	4
Nombre de modules par train	-	102	84
Nombre total de modules	-	204	168
Salinité perméat après mitigeage à 19°C	mg.L <sup>-1</sup>	358.8	921.2
Salinité perméat après mitigeage à 29°C	mg.L <sup>-1</sup>	379.2	937.3
Pression nette d'alimentation à 19°C	Bar	13,8	14.2
Pression nette d'alimentation à 29°C	Bar	11,9	12.2



**Figure 30** : Schéma de la conception de la SD

1 : L'eau brute

2 : Eau à osmoser

3 : Eau de by-pass

4 : Eau sous Haute pression

5 : Concentrât du 1<sup>er</sup> Etage

6 : Permeat du 1<sup>er</sup> Etage

7 : Rejet Concentrât

8 : Permeat du 2ieme Etage

9 : Eau traitée

10 : Mélange Eau traitée et Eau de by-pass

## IV.6. Système de lavage des membranes

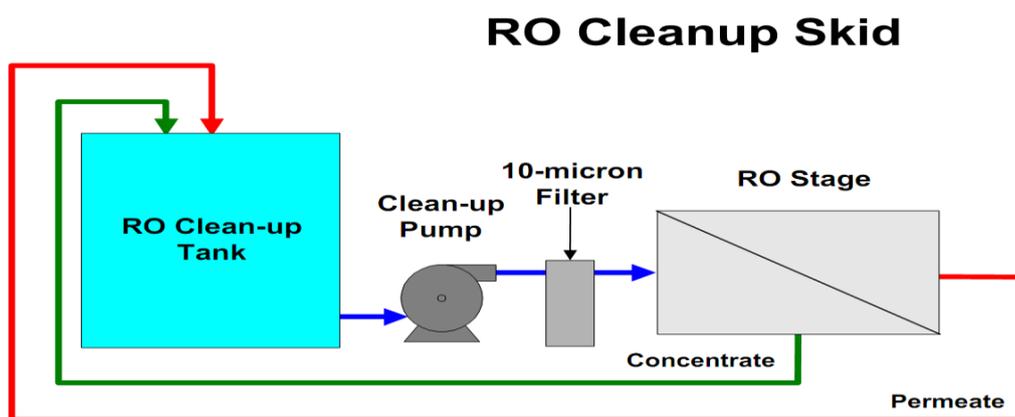
Un certain degré de colmatage sur les membranes est autorisé tant que :

- ♦ La diminution du débit normalisé du perméat est inférieure à 10%
- ♦ La diminution de la qualité normalisée du perméat est inférieure à 10%
- ♦ La hausse de la pression différentielle normalisée, mesurée entre l'alimentation et la sortie du concentrat, est inférieure à 15%

Le nettoyage doit intervenir avant que ces valeurs ne soient dépassées pour maintenir les éléments dans un état propre ou « pratiquement propre ».

Ce lavage se fait en circuit fermé et comprend :

- ♦ Un bac de préparation agité en acier revêtu intérieur ébonite,
  - Volume utile du bac 5 m<sup>3</sup>
- ♦ Deux groupes électropompes de recirculation, dont un en secours,
  - Nombre de corps de pression lavés simultanément 11
  - Débit de lavage par corps de pression 9 m<sup>3</sup>/h
  - Débit total de lavage 99 m<sup>3</sup>/h
  - HMT 5 bar
- ♦ Un poste de microfiltration, comprenant un corps de filtre en acier inoxydable AISI 316L



**Figure 31:** Système de lavage

A la fin d'un lavage, les eaux sales sont acheminées vers la bêche tampon des rejets.

Les réactifs couramment utilisés sont :

- ♦ l'acide citrique,
- ♦ le Tripolyphosphate de sodium
- ♦ l'EDTA de sodium

#### **IV.7. Stockage eaux traitées et pompage**

La station de pompage d'eau traitée à la fonction de refouler l'eau traitée de la station de déminéralisation vers le réservoir existant de 2 000 m<sup>3</sup>. La station est munie de pompes à vitesse fixe, qui sont contrôlées en fonction du débit de production du système d'osmose inverse, du niveau dans le réservoir de stockage d'eau traitée et du niveau dans le réservoir existant.

Les pompes d'eau de service, les pompes d'eau motrice et les pompes pour le giclage de l'eau des saturateurs sont installées à proximité de ces pompes.

**Tableau 41 : Caractéristiques de la bache d'eau traitée**

<b>Paramètres</b>	<b>Unités</b>	<b>Valeur</b>
Débit d'eau traitée	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	203
Volume correspondant à une autonomie de 2 h	m <sup>3</sup>	400
Nombre de pompes alimentant le réservoir existant	-	2+1
Débit unitaire	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	102
HMT des pompes	mCE	10
Dimensions d'un compartiment	m	6.5*8*4 hauteur

#### **V. Post-traitement**

Différents post-traitements doivent être envisagés :

- Reminéralisation :
  - CO<sub>2</sub> + CaOH (chaux),
  - CO<sub>2</sub> + CaCO<sub>3</sub> + Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (passage sur lit de carbonate de calcium)
  - CaCl<sub>2</sub> et/ou NaHCO<sub>3</sub> et/ou Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>

- Désinfection au chlore pour garantir la qualité de l'eau pendant son transport.

### V.1. Reminéralisation

En effet, l'eau en sortie d'osmoseur est agressive et doit être mise à l'équilibre pour protéger les équipements et le réseau de distribution. **On retient la chaux comme demandé dans le CCTG AEP (ONEE BE).** Des simulations de traitement ont été réalisées à l'aide du logiciel LPLWin V422c(**qui est un logiciel payant**), sur l'eau en sortie de traitement d'osmose après le mélange avec l'eau by-passée, pour déterminer la dose de réactifs de reminéralisation : la chaux.

**Tableau 42: Résultat de reminéralisation**

Chaux	Unités	Valeurs
Lieu d'injection	-	Réservoir eau traitée
Débit maximum d'eau traitée	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	203
Dosage maxi pour la mise à l'équilibre déterminé à partir du logiciel LPLWin	g.m <sup>-3</sup>	32
Nombre de pompes doseuses en service	-	1+ 1
Débit des pompes doseuses pour une concentration de chaux de 50 g/l et pureté 94 %	l.h <sup>-1</sup>	203 m <sup>3</sup> /h x 32 g/m <sup>3</sup> : 50 g/l /0,94 = 138
Nombre de bacs de préparation	-	2
Capacité utile unitaire des bacs pour une autonomie de 12 h au dosage nominal	L	12 h x (138 l/h) = 1660
Charge massique saturateur	Kg.m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>	3
Diamètre saturateur	m	2,1
Conditionnement	-	Palettes de 50 sacs de 25kg
Autonomie de stockage souhaité au dosage moyen et au débit nominal	Mois	3
Surface de stockage		5 Palettes, soit 22 m <sup>2</sup>

## V.2. Désinfection

**Tableau 43 : Poste « chlore gazeux »(Désinfection)**

Paramètres	Unités	Valeurs
Débits maximum à traiter : désinfection (eau traitée)	m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	346 (horizon 2020)
Taux de dosage moyen	g.m <sup>-3</sup>	0,5
Taux de dosage maximum	g.m <sup>-3</sup>	2
Nombre de chloromètres	-	1 + 1
Débit maxi des chloromètres	g.h <sup>-1</sup>	346 m <sup>3</sup> /h x 2 g/m <sup>3</sup> = 692
Débit moyen des chloromètres	g.h <sup>-1</sup>	173
Capacité choisie	Kg.h <sup>-1</sup>	1
Autonomie de stockage souhaitée au dosage moyen et au débit nominal	Mois	3
Quantité de chlore correspondante	Kg	0.173*24*3*30=374
Type de stockage	-	Bouteilles de 49 kg
Nombre de bouteilles	-	1 + 1 raccordés et 6 en stock

## VI. Identification des sites potentiels pour l'installation de l'usine de dessalement

### VI.1. Méthodologie pour le choix des sites potentiels

L'identification et la caractérisation du site d'implantation de la future station de déminéralisation est un point clé de la présente étude. En dehors des critères techniques, la proposition d'un site pour la station doit également tenir compte de:

- Conditions géomorphologiques et géologiques,
- Conditions topographiques,
- Conditions liées au statut foncier des terrains,
- Conditions environnementales (proximité de zones urbaines, proximité de zones ou de sites protégés, etc),

- Conditions hydrogéologiques (présence de nappe, présence d'Oued, etc),
- Accessibilité au site,
- Disponibilité de réseau électrique ONEE,
- Proximité des points de rejet éventuels (Oued, etc),
- L'intégration du site avec le plan d'aménagement ou de développement futur de la zone,Etc.

Deux sites dont les caractéristiques sont décrites ci-dessous sont envisageables.

## **VI.2. Site à proximité du forage n°1371/73 de Nebch (site n°1)**

Le site N°1 se situe près du forage ONEE BE n°IRE 1371/73 du champ captant de Nebch. Il se localise à environ 2 km au Sud Est de la ville de Zagora. Il se trouve sur un terrain dégagé qui appartient à un collectif d'agriculteurs de la zone.

Le site se trouve à environ 200 m du lit de l'Oued Draa, son inondabilité en période de crue ou de lâchée des eaux du barrage Mansour Eddahbi reste à vérifier.

Les caractéristiques de ce site sont comme suit :

- **Les coordonnées en un point du site sont**

- X : 457 242
- Y : 368 213
- Z : variant entre 700 mNGM et 705 mNGM

- **Superficie**

La superficie disponible (environ 1,7 hectares) est suffisante pour installer une station de déminéralisation et ses bâtiments annexes. Cependant, le canal d'irrigation passant à proximité du site risquerait de gêner une éventuelle extension.

- **Accessibilité :**

Accessible par une voie bitumée menant au centre de Zagora.

- **Points de rejet probable**

- Rejet dans le lit de l'eau Draa en aval des puits ONEE BE du champ captant de Nebch à environ 1,5 km,

- Rejet vers les bassins d'évaporation à implanter plus loin à environ 3 km du site,
- **Avantages et contraintes**

**Tableau 44: Avantages et inconvénients du site N°1**

Avantages	Contraintes
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Accessibilité facile</li> <li>• Disponibilité du terrain</li> <li>• Loin du périmètre urbain</li> <li>• Possibilité de rejet dans l'Oued et dans les bassins d'évaporation</li> <li>• Proximité des points de production d'eaux brutes de l'ONEE BE</li> <li>• Proximité d'une ligne électrique moyenne tension</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Risques d'inondabilité à vérifier</li> <li>• Proximité du canal d'irrigation et des parcelles agricoles</li> <li>• Terrain appartenant à un collectif, nécessite la négociation pour son acquisition</li> </ul>

La figure ci-dessous donne la localisation du site N°1.

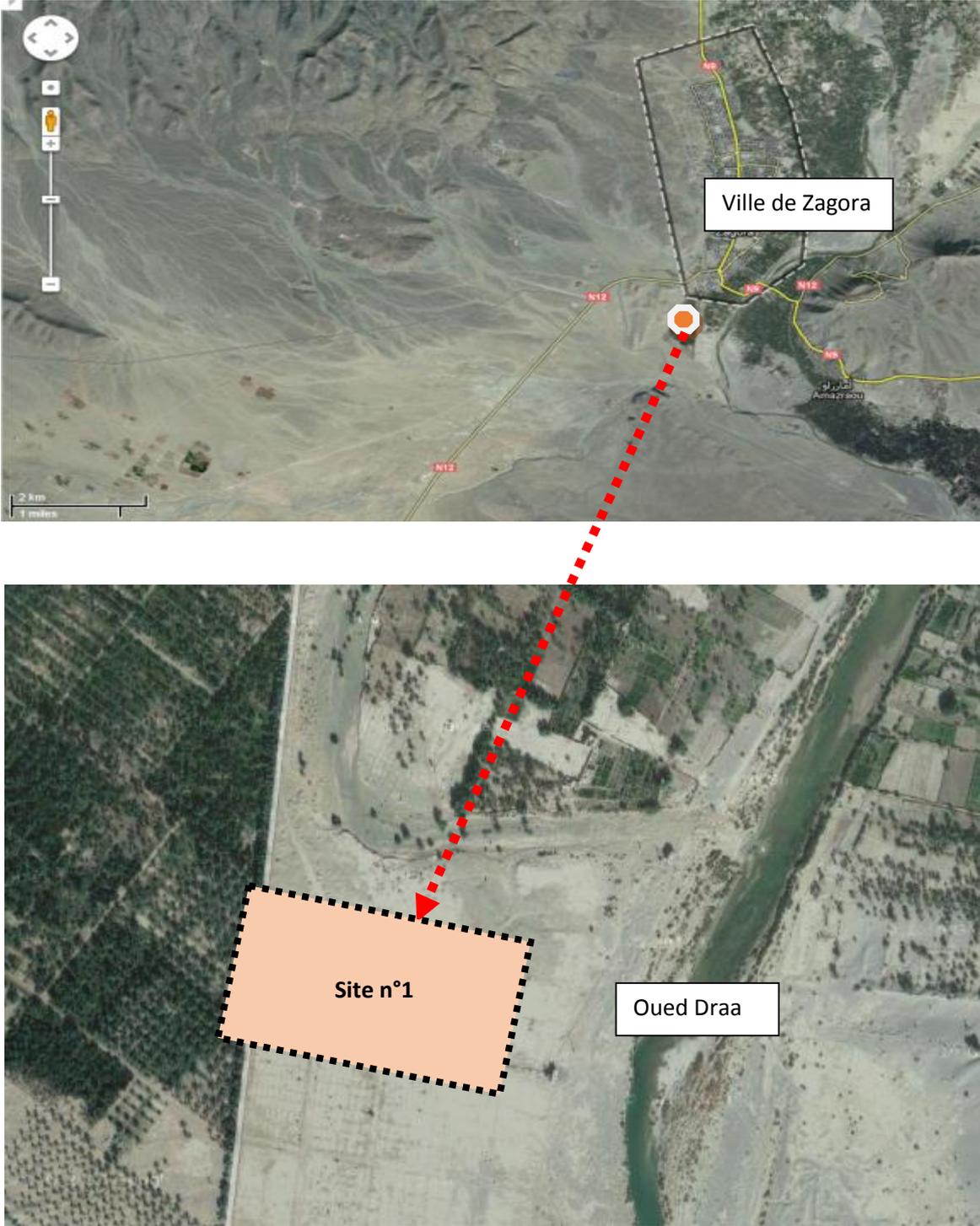


Figure 32:Localisation du site N°1

### VI.3. Site près du complexe ONEE BRANCHE EAU de Zagora (SiteN°2)

Le site N°2 se situe près du complexe ONEE BE de Zagora où se trouve les réservoirs 2000 m<sup>3</sup> et 500 m<sup>3</sup>. Il se localise dans le terrain vide situé en face du complexe.

Le terrain disponible est circonscrit entre le terrain de foot, l'ancien abattoir et le complexe de l'ONEE BE.

Les caractéristiques sont comme suit :

#### ↳ Les coordonnées du site sont

- X : 457 010
- Y : 369 603
- Z : Variant entre 726 mNGM et 730 mNGM

#### ↳ Superficie

La superficie disponible (environ 1,4 hectares) est suffisante pour installer une station de déminéralisation quelque soit le procédé

#### ↳ Accessibilité

Le site est accessible via une voie goudronnée menant au complexe ONEE BE.

#### ↳ Points de rejet probable

Il n'y a aucun point de rejet envisageable à proximité immédiate du site.

#### ↳ Avantages et contraintes

**Tableau 45: Avantages et inconvénients du site N°2**

Avantages	Contraintes
Emplacement près du complexe ONEE BE facilité d'exploitation et de gestion des ouvrages existants et projetés	Nécessite un transfert des rejets vers l'oued et le site d'évaporation sur une grande distance,
Suffisance de l'espace disponible	Site situé en plein périmètre urbain à proximité de zone d'habitations
Proximité d'une ligne électrique moyenne tension	Eloignement des points de production d'eaux brutes

La figure ci-après donne la localisation du site N°2.

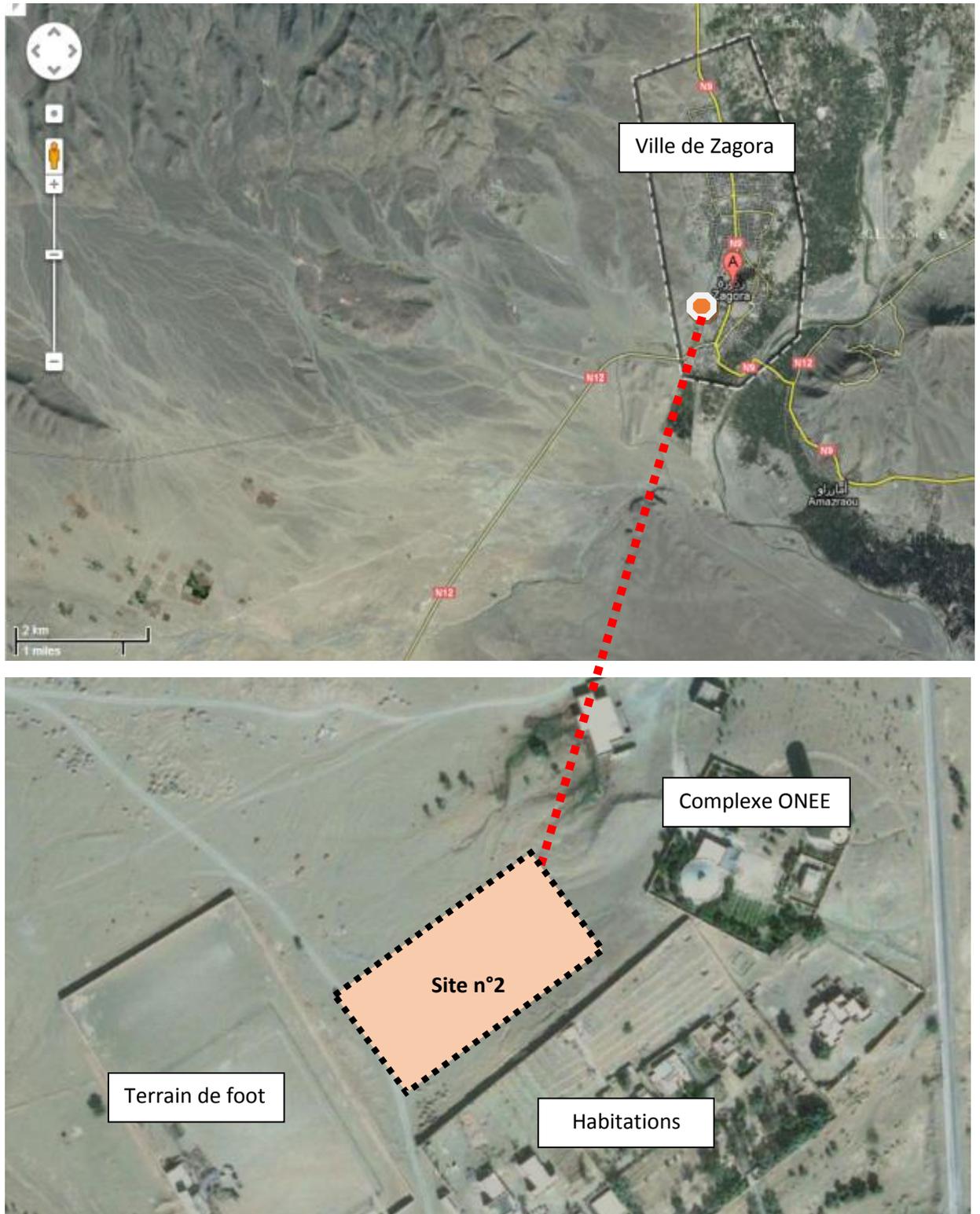


Figure 33 : Localisation du site N°2

#### VI.4. Comparaison entre les sites proposés

La comparaison entre les deux sites proposés sur la base de leurs caractéristiques montre ce qui suit :

**Tableau 46: Comparaison des sites**

Sites	Site n°1 (près forage 1371/73 Nebch)	Site n°2 (Près du complexe ONEE BRANCHE EAU de Zagora)
<b>Avantages majeurs</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Accessibilité aisée ;</li><li>• Disponibilité du terrain ;</li><li>• Proximité des points de production des eaux brutes ;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Facilité d'exploitation et de gestion ;</li><li>• Disponibilité du terrain ;</li><li>• Accessibilité facile ;</li></ul>
<b>Principales contraintes</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Risque d'inondation;</li><li>• Acquisition du terrain,</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Eloignement par rapport aux points de production des eaux brutes ;</li><li>• Eloignement des points de rejet probables ;</li><li>• Situation en plein périmètre urbain ;</li><li>• Coûts d'acquisition du terrain plus important ;</li></ul>

Le site n°1 présente un risque d'inondation qui rend impossible d'envisager l'implantation de la station.

Tenant compte de cela, nous retenons le site n°2.

## **Chapitre VII : Sources d'énergie et alternatifs énergétiques**

### **I. Réseau Electrique**

Un réseau de moyen tension passe à moins de 100 m du site choisi pour la station de déminéralisation de Zagora. Il est à signaler qu'il y a coupure d'électricité pour le raccordement aérien à cause de problème de sable nous préconisons donc un raccordement souterraine.

Le bilan électrique ci-après permet de définir la capacité du transformateur pour les besoins de la future station.

Les puissances des moteurs ont été établies à partir d'une présélection des équipements.

**Tableau 47 :Bilan électrique de la SD**

DESIGNATION	NOMBRE			PUISSANCE (kw)		NOMBRE D'HEURES PAR JOUR (h)	FONCTIONNEMENT ANNUEL (j)	ENERGIE CONSOMMEE PAR AN ( kw/an)
	SERVICE	SECOURS	TOTALE	UNITAIRE INSTALLEE	TOTALE EN SERVICE			
<b>STATION DE DEMINERALISATION</b>								
Pompage d'eaux somâtres	2	1	3	30	60	24	365	525 600
Pompes de lavage des filtres	1	1	2	5,5	5,5	2,0	365	4 015
Surpression de lavage des filtres	1	1	2	11	11	1,00	365	4 015
Compression d'air de process	1	1	2	2,2	2,2	24	365	19 272
Compression d'air de service	1	1	2	2,2	2,2	3	365	2 409
Pompes haute pression	2	1	3	75	150	24	365	1 314 000
Pompage eau traitée	2	1	3	5,5	11	24	365	96 360
Pompes d'eau de service	1	1	2	2,2	2,2	5	365	4 015
Pompes d'eau motrice	1	1	2	0,55	0,55	24	365	4 818
Pompes d'eau giclage	1	1	2	1,1	1,1	24	365	9 636
<b>REACTIFS</b>								
Chlorure ferrique- Pompes doseuses (amont filtres)	2	1	3	0,18	0,36	24	365	3 154
Acide sulfurique- pompes doseuses (amont filtre)	2	1	3	0,18	0,36	24	365	3 154
Séquestrant- Pompes doseuses	2	1	3	0,18	0,36	24	365	3 154
Métabisulfite de sodium - Pompes doseuses	2	1	3	0,18	0,36	24	365	3 154
Poste de nettoyage - Electroagitateurs	1	0	1	0,75	0,75	12	8	72
Poste de nettoyage - Pompe de circulation de la solution	1	1	2	37	37	12	8	3 552
Chaux- Electroagitateurs	2	0	2	0,55	1,1	24	365	9 636
Chaux- Pompes doseuses	1	1	2	0,37	0,37	24	365	3 241
Chaux- Agitateur Saturateur	1	0	1	0,37	0,37	24	365	3 241
Eau de chaux - Pompes doseuses	1	1	2	1,1	1,1	24	365	9 636
Ventilateur neutralisation	1	1	2	3	3	1	12	36
Pompe neutralisation	1	1	2	3	3	1	12	36
<b>DIVERS</b>								
Eclairage	1	0	1	5	5	4	365	7 300
Ventilation/Chauffage/ Clim bâtiment	1	0	1	20	20	10	90	18 000
Divers électricité (10%)					32			181 169
<b>TOTAL</b>					<b>351</b>			<b>2 232 675</b>
<b>Marge</b>					<b>20%</b>			
<b>Puissance prise en compte</b>					<b>421.2</b>			
<b>Puissance du transformateur en (KVA)</b>					<b>630</b>			

Le transformateur 630 est choisi dans la gamme de transformateur standardisé.

Les pompes HP fonctionnent en basse tension.

Deux transformateurs 630 kVA dont un de secours sont prévus pour alimenter la station de déminéralisation projetée.

## **II. Groupe électrogène**

En cas d'interruption de l'alimentation en énergie électrique, pour permettre le fonctionnement des équipements de transmission, il est disposé une installation permettant le secours sous forme cc 48 V ou ca 230 V par un équipement redresseur-batteries-onduleur d'une autonomie de 2 heures, assisté par groupe électrogène central.

Le groupe électrogène a une capacité suffisante pour faire fonctionner l'ensemble des installations de traitement excepté les installations de lavage des filtres.

La capacité du groupe électrogène est estimée à 750 kVA.

## **III. Alternatif énergétique**

A l'heure où le changement climatique, le besoin en énergie croissant et la facture de ce dernier posent problème surtout pour un pays comme le Maroc où le taux de dépendance énergétique s'établit à 95%<sup>4</sup>, il sera de tout intérêt d'étudier tous les options énergétiques notamment :

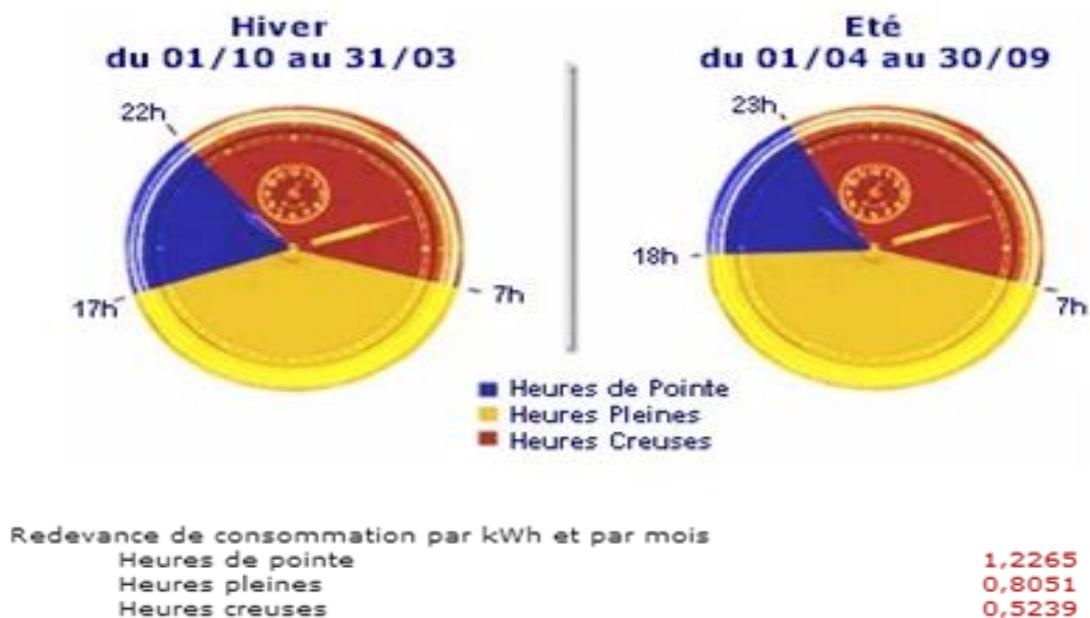
- Le Traitement de l'eau durant le période où l'énergie coûte moins chère
- L'énergie renouvelable.

### **III.1. Fonctionnement de la station en période creuse**

Au Maroc le prix de l'électricité dépend principalement de la consommation par poste horaire. Une bonne gestion de l'horaire de consommation permettra donc une meilleure maîtrise de la facture d'électricité comme le montre le figure suivant :

---

<sup>4</sup> ADEER :Les Ressources Eoliennes du Maroc(version 2007)



**Figure 34 : Les postes horaires**

Etudions la possibilité de fonctionnement de la station de Zagora en heures creuses où l'énergie coute 0.52 dh le KWh. Le tableau suivant récapitule le calcul.

**Tableau 48 : Fonctionnement de la SD en heures creuses**

Heures pleines	5	H
Heures creuses	8	H
Eau Brute	75	L/s
Eau Traitée	56.25	L/s
Capacité de production en H creuses	1620	m <sup>3</sup>
Bilan Besoin en 2015	47	L/s
Besoin en 16 h (24-8 heures creuses de production)	$47 * 3.6 * 16 = 2707$	m <sup>3</sup>

On remarque que la production en eau dans la période creuse ( $1620 \text{ m}^3$ ) ne couvre pas le besoin en heures pleines + pointes qui est de  $2702 \text{ m}^3$  donc cette solution n'est pas envisageable pour la station de déminéralisation de Zagora.

Dans le cas de Zagora où on est limité par la ressource cette option n'est pas envisageable, elle peut être étudiée dans le cas de dessalement de l'eau de mer mais pour le moment toutes les stations de dessalement fonctionnent en continu sans arrêt car l'investissement initial colossale rend impossible cette solution.

### III.2. L'Énergie Éolienne

Pour L'énergie Éolienne, le potentiel d'un site en termes de production d'énergie dépend de la vitesse du vent et de sa fréquence.

La carte ci-dessous représente le gisement Éolienne du Maroc :

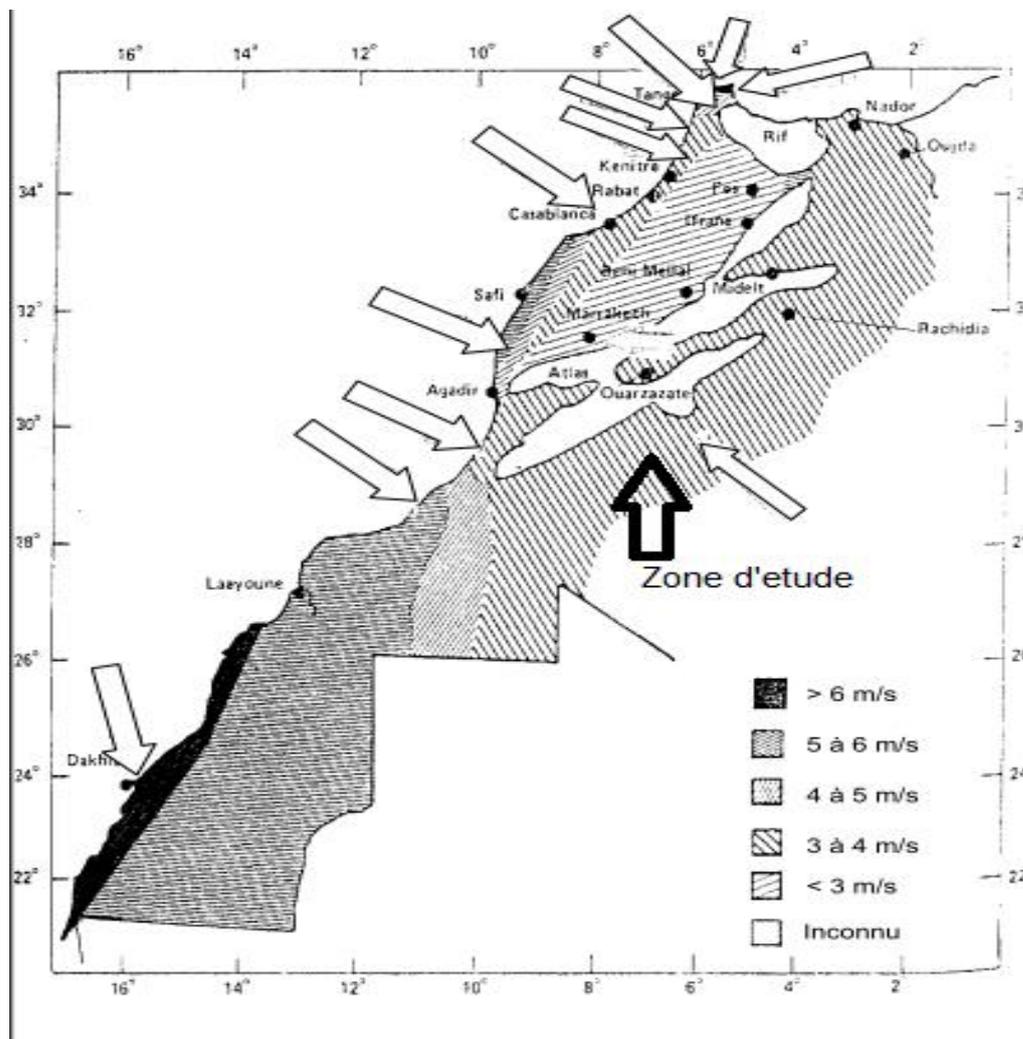
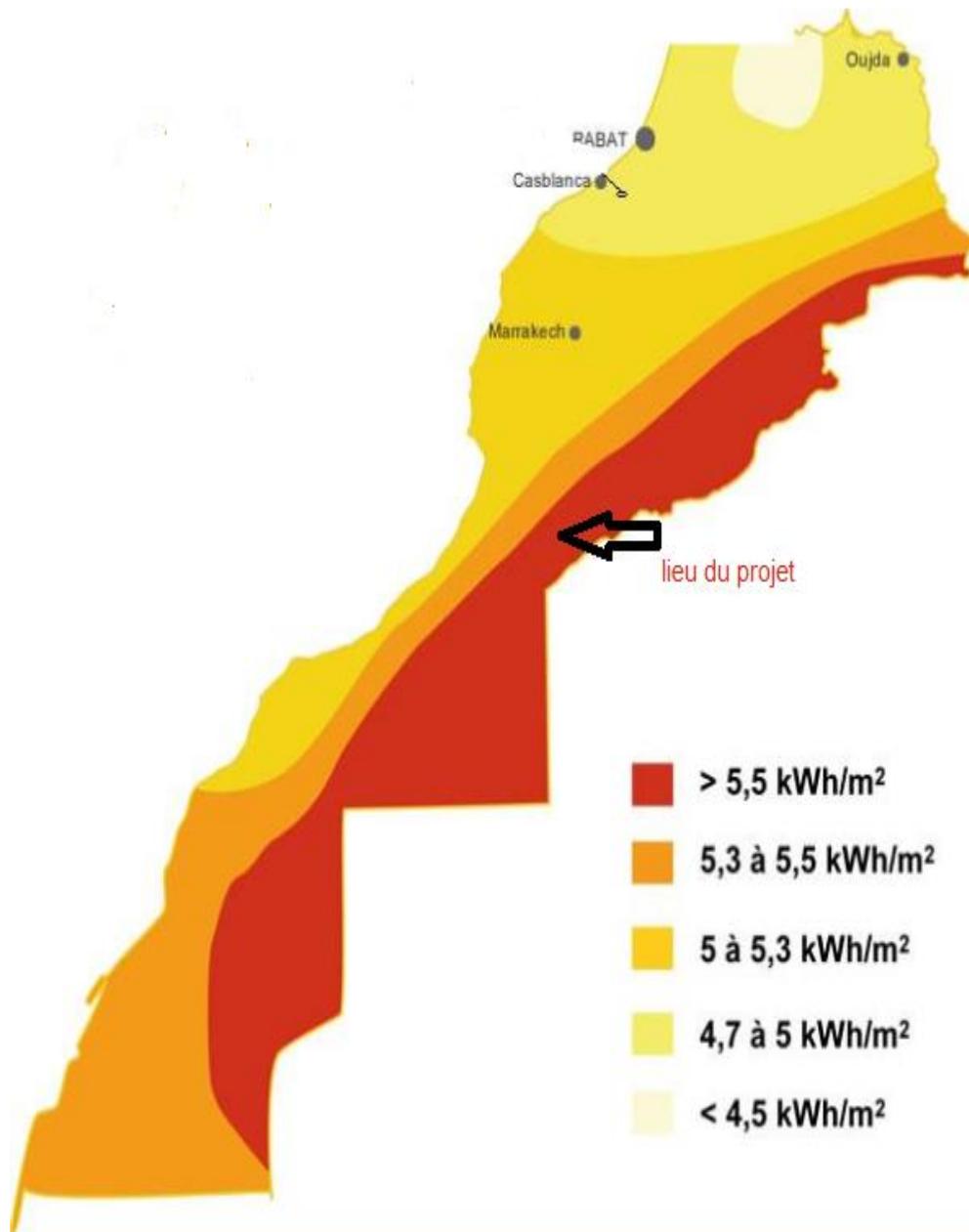


Figure 35 : Carte du vent du Maroc (Source ADER)

La vitesse du vent de la zone d'étude est située entre 3 à 4 m/s, le potentiel Eolienne est faible donc cette option ne sera pas étudiée.

### III.3. L'énergie solaire

#### III.3.1. Potentiel de la zone d'étude en énergie solaire



**Figure 36** : Carte solaire du Maroc (source ADER)

On voit sur la figure que la zone d'étude de la station de déminéralisation de Zagora présente un grand potentiel en termes d'énergie solaire ce qui nous conduit à étudier le couplage de la station avec l'énergie solaire.

### III.3.2. Besoin de la station en termes d'énergie

Comme on n'a pas la facture de consommation heure par heure de la station, on considère à partir du tableau 47 les équipements qui fonctionnent toute la journée. On obtient une puissance de 229.2 KW et une énergie consommée de 5501.5 KWh/j.

#### Capacité de production d'énergie du site :

Le rayonnement solaire heure par heure (donné par le logiciel COMPASS) de la zone d'étude se présente comme suit :

Lieu	Zagora
Inclinaison	30
Rayonnement	kWh/m <sup>2</sup> /j

**Tableau 49: Rayonnement de la zone d'étude**

Heure	Janvier	Février	Mars	Avril	Mai	Juin	Juillet	Août	Septembre	Octobre	Novembre	Décembre
6				0.02	0.04	0.06	0.06	0.04	0.01			
7	0.11	0.14	0.18	0.22	0.24	0.24	0.23	0.2	0.18	0.14	0.1	0.08
8	0.32	0.37	0.42	0.45	0.45	0.43	0.41	0.4	0.39	0.35	0.32	0.28
9	0.53	0.59	0.64	0.67	0.65	0.62	0.6	0.57	0.58	0.54	0.52	0.48
10	0.7	0.76	0.81	0.85	0.8	0.76	0.74	0.72	0.75	0.71	0.69	0.65
11	0.82	0.88	0.94	0.96	0.9	0.87	0.83	0.81	0.85	0.82	0.8	0.75
12	0.86	0.93	0.97	1	0.93	0.9	0.87	0.84	0.88	0.86	0.83	0.79
13	0.82	0.88	0.94	0.96	0.9	0.87	0.83	0.81	0.85	0.82	0.8	0.75
14	0.7	0.76	0.81	0.85	0.8	0.76	0.74	0.72	0.75	0.71	0.69	0.65
15	0.53	0.59	0.64	0.67	0.65	0.62	0.6	0.57	0.58	0.54	0.52	0.48
16	0.32	0.37	0.42	0.45	0.45	0.43	0.41	0.4	0.39	0.35	0.32	0.28
17	0.11	0.14	0.18	0.22	0.24	0.24	0.23	0.2	0.18	0.14	0.1	0.08
18				0.02	0.04	0.06	0.06	0.04	0.01			
<b>Ray. moyen</b>	<b>5.8</b>	<b>6.4</b>	<b>7.0</b>	<b>7.3</b>	<b>7.1</b>	<b>6.9</b>	<b>6.6</b>	<b>6.3</b>	<b>6.4</b>	<b>6.0</b>	<b>5.7</b>	<b>5.3</b>

A partir de ces rayonnements, on calcule l'énergie produite selon la puissance crête (Wc) installée par la formule suivante :

$$E_{elec} = P_c * E_{sole} * (1 - pertes) * \text{Indice performance}$$

Avec :

- $E_{elec}$  : Energie électrique produite en KWh/j

- Pc : la puissance crête ou puissance à installer en  $W_c$
- Ensole : Rayonnement en  $kWh/m^2/j$
- Perte de l'onduleur : 2%
- Indice de performance : 90%

Les résultats de calcul des Eelec selon la puissance installée est joint en **annexe 3**.

### En considérant deux scenarios :

Injection de l'énergie produite avec le PV dans le réseau d'électricité et sans injection, on calcule la puissance optimum à installer selon le prix du  $W_c$ , les résultats sont discutés ci-dessous.

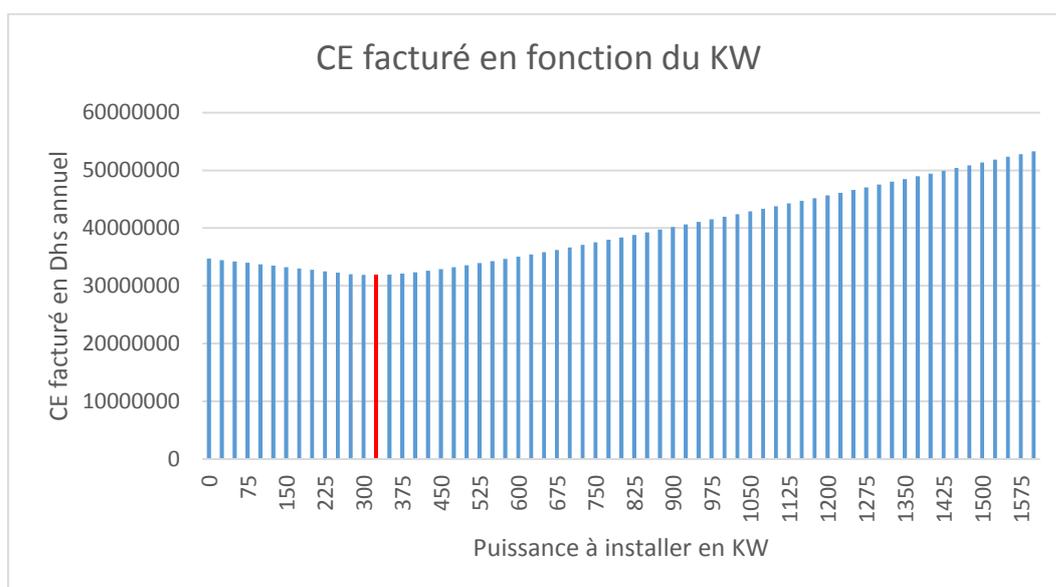
## III.4. Calcul de puissance optimale en PV

### III.4.1. Cas sans injection

#### III.4.1.1 Puissance optimum à installer selon le prix du Watt crête

Pour le choix des prix probables du Watt crête, on s'est basé sur Salarbuzz qui est un site web de référence sur les statistiques du prix de l'énergie produite par le photovoltaïque. Dans cette étude, on considère 20Dhs/ $W_c$ , 18Dhs/ $W_c$  et 15Dhs/ $W_c$ . Les calculs sont faits pour un horizon de projet de 20 ans et un prix de l'énergie du réseau de 1.22Dhs/KWh pour les heures de pointe, 0.8Dhs/KWh pour les heures pleines et 0.52Dhs/KWh pour les heures creuses.

1) Prix du Watt crête à 20Dhs, on obtient :



**Figure 37: Courbe de CE facturé en fonction de la puissance optimum pour 20Dhs/ $W_c$**

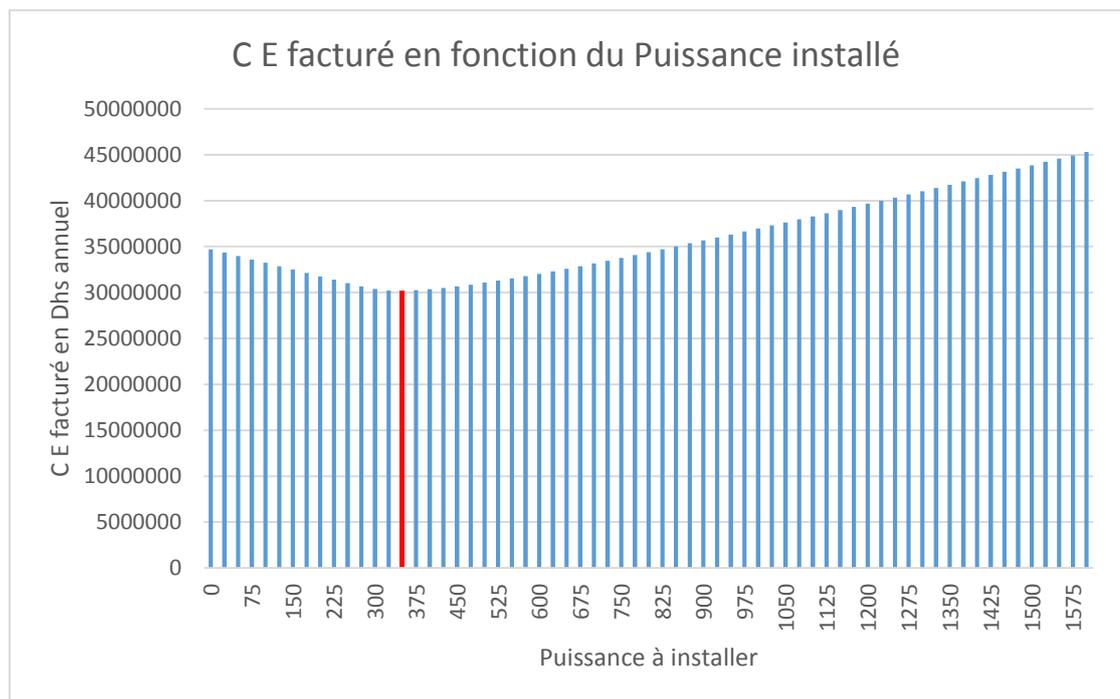
On remarque que la puissance qui nous donne la plus faible CE facturée est 325 KW, l'augmentation de la facture d'électricité au-delà de ce point signifie que la puissance installée n'est pas utilisée donc perdue. On retient donc 325 KW comme puissance optimum à installer. Les résultats se résument comme suit.

Puissance optimum à installer : 325 KW  
 Cout investissement pour le PV : 6 500 000 Dhs  
 C E facturé sur 20 ans : 31 857 380 Dhs

2) Prix du Watt crête à 18Dhs, Les résultats se résument comme suit.

Puissance optimum à installer : 325 KW (reste le même que pour 18Dhs/Wc)  
 Cout investissement pour le PV : 5 850 000 Dhs  
 C E facturé sur 20 ans : 31 207 380 Dhs

3) Prix du Watt crête à 15 Dhs



**Figure 38 : Courbe de CE facturé en fonction de la puissance optimum pour 15Dhs/Wc**

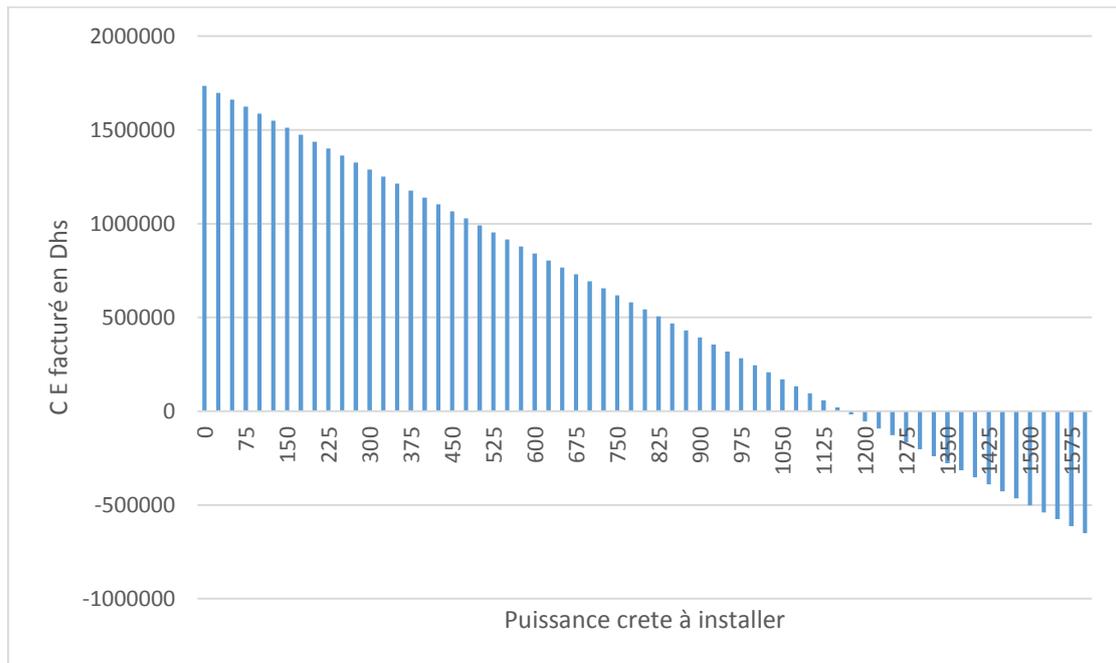
Les résultats se résument comme suit.

Puissance optimum à installer : 350 KW  
 Cout investissement pour le PV : 5 250 000 Dhs  
 C E facturé sur 20 ans : 30 208 700 Dhs

On constate que plus le prix du Watt crête est faible plus la puissance en PV à installer est élevée ce qui est normal puisqu'on va se permettre d'installer au maximum pour diminuer la facture énergétique.

### III.4.2. Cas avec injection dans le réseau électrique ONEE

On suppose qu'il y a pas de contrainte d'injection et que le prix de vente du PV est la même que celui de réseau.



**Figure 39: Courbe de CE facturé en fonction de la puissance optimum avec injection**

On constate qu'à partir de 1150 Wc installée, le cout d'électricité facturé est nul et qu'au-delà on vent l'électricité. Il sera donc intéressant d'installer cette dernière si on a l'investissement initial.

## **Chapitre VIII : Etude d'impact et solution du rejet de la station**

### **I. Variantes de rejet**

Pour déterminer le lieu le plus approprié aux rejets il est important de tenir compte de la forte concentration en ions du concentrât issu du traitement.

La salinité moyenne du concentrât sera de l'ordre de 13 000 mg/l pour un taux de conversion de 75%.

Nous traiterons:

- Le cas de rejet direct acceptable dans l'oued après mélange avec les eaux de rejet de la STEP de Zagora,
- Le cas de traitement de ces rejets.

#### **I.1. Rejet dans l'Oued après mélange avec les eaux de la STEP**

##### **I.1.1. Solutions de traitement des eaux usées (Etude d'assainissement liquide des villes de Zagora et Tinghir).**

Actuellement la ville de Zagora ne possède pas de rejets liquides. Une station d'épuration des eaux est en cours de réalisation. Elle se situe à environ 6 km de la ville.

La solution de traitement des eaux usées retenue tiendra compte du fait que l'Oued Draa est un canal de transport d'eau d'irrigation et en même temps une ressource d'eau potable pour plusieurs communes rurales. Les recommandations de l'étude environnementale réalisée pour la STEP sont de pousser le traitement jusqu'au maximum possible.

Les objectifs de qualité à fixer pour les eaux épurées sont liés à leur devenir : ils sont dictés par la nécessité de protéger l'Oued Draa (milieu récepteur) qui est d'une part un canal d'irrigation et d'autre part utilisé par les populations rurales situées à l'aval comme ressource pour l'alimentation en eau potable.

Ainsi, en absence d'autres alternatives, les deux choix possibles pour le devenir des eaux usées épurées de la ville de Zagora sont les suivants :

➤ Rejet dans l'Oued Draa : Dans ce cas les eaux seront entraînées vers les champs d'irrigation au moment des lâchers du barrage, ou vont s'infiltrer le long de l'Oued. Dans les deux cas la qualité du rejet doit permettre d'assurer la protection de la nappe et des champs agricoles.

➤ Réutilisation directe en irrigation dans un périmètre avoisinant la STEP sans passer par l'Oued Draa. Dans ce cas la qualité du rejet doit permettre d'assurer la protection des champs agricoles.

Il est à noter que pour le second choix il y a risque du rejet dans l'Oued Draa d'une partie des eaux épurées notamment en cas du dépassement des besoins d'irrigation par le débit produit par la STEP.

L'analyse effectuée ci-dessus permet de conclure que la qualité du rejet doit respecter au moins la norme marocaine de rejet et la norme de qualité des eaux destinées à l'irrigation car les eaux épurées seront directement ou indirectement réutilisées pour des fins agricoles.

Le tableau suivant synthétise les valeurs des paramètres les plus importants des deux normes à respecter par le rejet de la STEP de Zagora.

**Tableau 50: Norme à respecter par le rejet de la STEP de Zagora**

Paramètre	Valeur limite	Observations
<b>PARAMETRES GLOBAUX :</b>		
-DBO5 mg/l	120	Norme marocaine de rejet domestique
-DCO mg/l	250	Norme marocaine de rejet domestique
-MES mg/l	150	Norme marocaine de rejet domestique
<b>BACTERIOLOGIQUES :</b>		
-Coliformes fécaux	1000/100 ml	Norme marocaine d'irrigation
-Salmonelle	Absence dans 5 litres	Norme marocaine d'irrigation
-Vibron Cholérique	Absence dans 450 ml	Norme marocaine d'irrigation
<b>PARASITOLOGIQUES :</b>		
-Parasites pathogènes	Absence	Norme marocaine d'irrigation
-Œufs, kystes de parasites	Absence	Norme marocaine d'irrigation
-Larves d'Ankylostomidés	Absence	Norme marocaine d'irrigation
-Fluorococeraires de Schistomosa hoematobium	Absence	Norme marocaine d'irrigation

**La solution de traitement retenue est le lagunage naturel complet avec phase de maturation.**

### **I.1.2. Rejet commun dans l'Oued Draa**

La solution que nous esquissons ici est de rassembler les eaux issues de la future STEP et les eaux de rejet de la station de déminéralisation dans un bassin commun avant de les rejeter dans l'oued Draa. Cette solution permettra de diluer la concentration des eaux des saumures (13 g/l).

Les débits des eaux usées seront comme suit :

Débit moyen de temps sec  $Q_{m\ ts} = 134,7 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit de pointe horaire :  $Q_{pte\ ts} = 367 \text{ m}^3/\text{h}$

Les débits des eaux des saumures seront comme suit :

OI, 500 mg/l  $Q = 62 \text{ m}^3/\text{h}$

OI, 1000 mg/l :  $Q = 53 \text{ m}^3/\text{h}$

Le ratio du mélange sera calculé en tenant compte du débit moyen en temps sec (134,7 m<sup>3</sup>/h).

Il est de :

- 2,17 pour le mélange avec les rejet par OI, 500 mg/l;
- 2,54 pour un mélange avec les rejets par OI, 1000 mg/l;

### I.2 Concentration par évaporation naturelle

C'est une technique employée pour la production des sels marins (chlorure de sodium– NaCl). Sous l'effet de l'énergie solaire il y a évaporation et donc concentration jusqu'à l'obtention d'une solution présentant une salinité de l'ordre de 260 g/l. Le volume de l'effluent est donc réduit de près de 20 fois en partant d'une salinité de 13 g/l. Le concentrât liquide peut alors être introduit dans des cristallisoirs pour obtenir naturellement un résidu sec.

La vapeur de l'eau qui se dégage des étangs de concentration et de cristallisation sature l'air atmosphérique. L'air saturé se trouvant au-dessus des étangs doit être évacué le plus rapidement possible, d'où l'importance du vent dans le rendement des installations d'évaporation naturelle, mais aussi de l'hygrométrie, car plus elle sera faible plus l'air pourra se charger en eau.

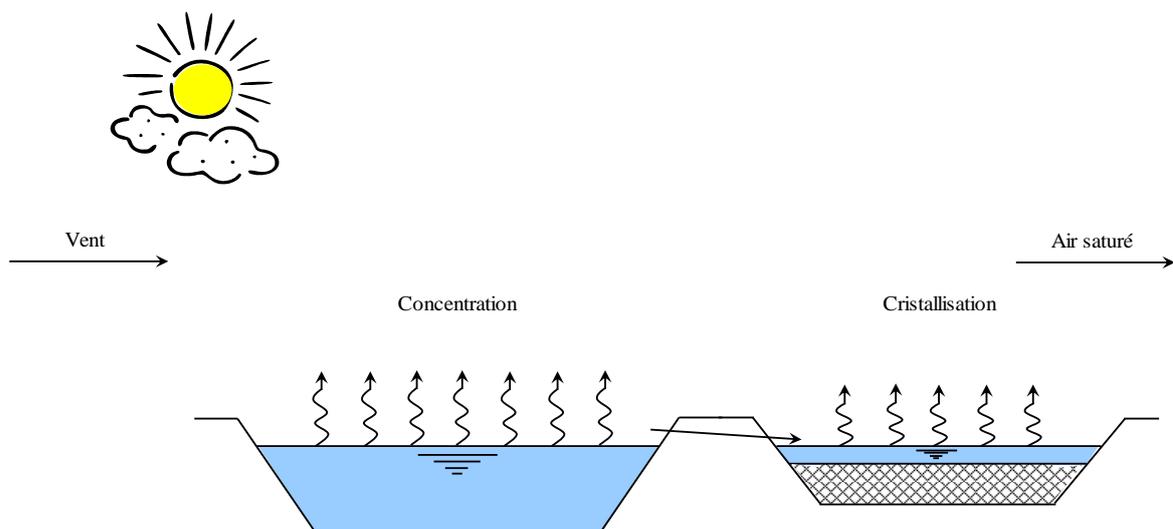


Figure 40 : Schéma de principe d'évaporation naturelle

De par sa nature, la concentration par évaporation naturelle ne nécessite que très peu d'équipements. C'est donc une technique simple à exploiter.

Par contre les surfaces nécessaires à l'implantation des lagunes d'évaporation sont très importantes.

La vitesse d'évaporation dépend :

- de l'ensoleillement ;
- du régime du vent ;
- de l'hygrométrie.

Pour le site concerné, son ensoleillement est très favorable à l'évaporation et la vitesse moyenne du vent est correcte pour l'évacuation rapide de l'air saturé. L'humidité relative étant faible, ce paramètre constitue également un paramètre favorable à l'évaporation naturelle.

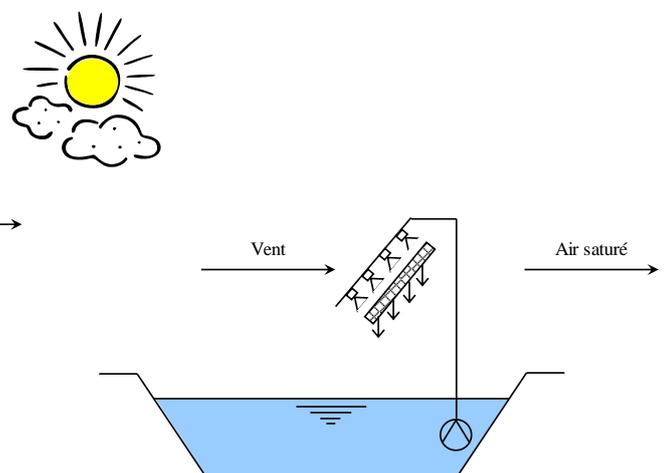
### I.3. Concentration par évaporation forcée

On peut augmenter la surface de contact entre l'air et l'eau, en pulvérisant celle-ci à l'aide d'un circuit de recirculation comprenant une pompe alimentant un réseau muni de pulvérisateurs (figure ci après).

Un autre moyen consiste à projeter l'eau sur un garnissage traversé à co-courant par le vent (figure 41).



**Figure 42** : Évaporation naturelle forcée par pulvérisation



**Figure 41** : Évaporation naturelle forcée sans ventilation artificielle <sup>(1)</sup>

<sup>(1)</sup> Le procédé correspondant à la figure 3 est développé par la société IRRIGARONNE

Par augmentation de la surface de contact entre l'eau et l'air atmosphérique et la création de mouvements de convection de l'air on peut ainsi améliorer le rendement de l'évaporation et donc diminuer les surfaces nécessaires.

La pulvérisation de l'eau nécessite des équipements, tels que pompes de recirculation, réseau de distribution pour l'alimentation des pulvérisateurs.

Il faut également prendre en considération le taux maximum de concentration pouvant être envisagé, afin de ne pas risquer de dépôts cristallins pouvant obstruer les pulvérisateurs.

#### **I.4. Concentration thermique**

L'évaporation thermique dans sa conception avancée repose sur l'utilisation de trois principes :

- l'évaporation naturelle de l'eau sous l'action d'un apport de chaleur,
- l'utilisation du vide qui permet de travailler à des températures plus faibles qu'en atmosphère "normale", car la température de vaporisation diminue quand la pression diminue,
- la compression mécanique de la vapeur qui permet de transformer de l'énergie mécanique en énergie thermique.

Cependant, ce procédé est compliqué à mettre en œuvre et représente un coût d'investissement élevé. Son seul avantage est sa compacité.

#### **I.5. Choix du traitement des rejets**

Dans le cadre du projet de Zogora, la solution idéale serait un rejet direct du concentrât dans le lit de l'oued Draa, cette solution ne pourrait être envisagée qu'après validation par une étude environnementale.

En alternative, étant donné les conditions climatiques favorables et la disponibilité du terrain, la solution de l'évaporation naturelle est celle qui est la mieux appropriée, pour limiter au maximum les investissements et surtout les coûts d'exploitation.

C'est une solution rustique qui ne nécessite pas d'équipements particuliers et est facile d'entretien.

Le dimensionnement des bassins est présenté ci-dessous.

##### **I.5.1. Cas de traitement par évaporation naturelle**

La quantité journalière sera de l'ordre de :

Scenario 1 (OI, objectif 500 mg.l<sup>-1</sup>) : 1488 m<sup>3</sup>.j (62 m<sup>3</sup>/h en instantané).

Scenario 2 (OI, objectif 1000 mg.l<sup>-1</sup>) : 1272 m<sup>3</sup>/j (53 m<sup>3</sup>/h en instantané).

**La salinité sera de l'ordre de 13 g/l.**

### Dimensionnement des ouvrages

La surface nécessaire à l'évaporation naturelle des rejets est d'environ 22 ha. Pour des considérations d'exploitation, le nombre de bassins sera de 2. Ainsi, lorsque l'un d'eux est en phase de maintenance, la totalité du concentrat pourra être dirigée vers le second.

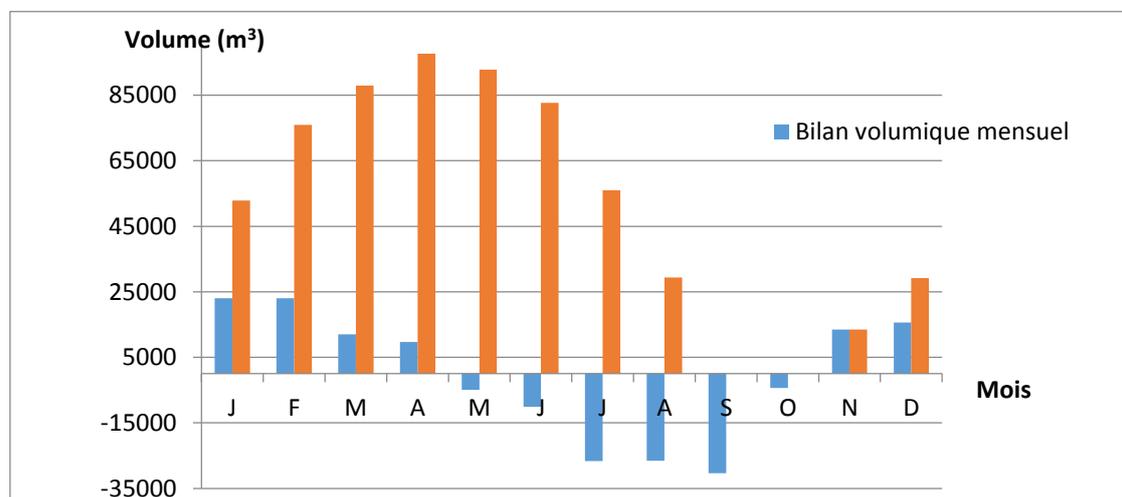
Le dimensionnement est basé sur un apport de concentrat de 1488 m<sup>3</sup>/j et sur les conditions météorologiques du site suivantes :

**Tableau 51 : Relevés météorologiques de la région de Zagora**

	J	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D
<b>Vitesse d'évaporation</b> (valeur journalière moyenne en mm/j)	4	4,2	5,5	6	8	9	11	11	12	7,9	5	4,9
<b>Précipitations</b> (valeur mensuelle moyenne en mm/mois)	6	24	13	6	2	5	2	8,4	6,1	11	8	12

L'ensemble de ces données permet d'effectuer un bilan volumique mensuel pour les bassins ainsi qu'un bilan du volume total de liquide stocké au cours de l'année.

**Tableau 52: Evolution du bilan volumique et du volume stocké au cours de l'année**



Un bilan volumique positif signifie que, au cours du mois, le volume d'eau qui entre dans les bassins (apport en concentrat + précipitations) est supérieur au volume d'eau évaporé. Du mois de Mai au mois d'Octobre, le volume d'eau évaporé est supérieur à celui d'entrée.

Le volume total de liquide stocké correspond pour chaque mois au volume présent à la fin du mois précédent auquel s'ajoute le bilan volumique du mois concerné. Le graphique montre que durant le

mois d'Octobre, les bassins d'évaporations seront secs. Les bassins fonctionneront donc de manière cyclique et autonome. Ils seront naturellement vides au mois d'Octobre, permettant de réaliser les opérations de maintenance et le ramassage du sel cristallisé si nécessaire.

Les dimensions des bassins seront les suivantes :

**Tableau 53 : Dimensions des bassins d'évaporation**

Profondeur	Longueur	Largeur
1 m	334 m	329 m

La largeur est fixée à partir de la contrainte de couloir disponible qui est de 329 m.

Les installations proposées permettent d'obtenir un rejet liquide nul. Par contre il est produit une quantité importante de sels cristallisés :

Scenario 1 :  $1488 \text{ m}^3/\text{j} \times 13 \text{ g/l} \times 365 \text{ j/an} = 7 \text{ tonnes par an}$

Scenario 1 :  $1272 \text{ m}^3/\text{j} \times 13 \text{ g/l} \times 365 \text{ j/an} = 6 \text{ tonnes par an}$

Il convient donc d'examiner localement les possibilités de stocker le résidu solide sans que ce stockage ait des conséquences environnementales, comme par exemple la redissolution des sels par les eaux de pluie, puis infiltration vers les nappes phréatiques et profondes.

### **I.5.2. Quelques références**

L'évaporation naturelle pour le traitement des concentrats est mise en œuvre dans les régions semi-arides, où l'évaporation est importante.

Elle est mise en œuvre aux Etats Unis (6 % des unités de dessalement éloignées des côtes utilisent ce procédé), mais aussi aux Emirats Arabes Unis, à Oman, en Jordanie ou en Australie.

On peut citer par exemple 3 installations à côté d'Abu Dhabi mettant en œuvre des bassins d'évaporation (A.M.O Mohamed et al ; fev 2005) :

- AL Wagan
- Al Quaa
- Um Al Zumool

Dont les capacités varient de 100 à 230 m<sup>3</sup>/j d'eau produite.

Les bassins ne possèdent pas de membrane d'étanchéité. La figure ci-dessous présente un exemple de bassin d'évaporation.



Brine disposal site, Al Wagan.

**Figure 43:** Exemple d'un bassin d'évaporation

## **Conclusion**

En conclusion, le devenir des rejets de concentrât de la station de déminéralisation reste une préoccupation car d'une part, la forte concentration en sels des rejets rend difficile d'envisager un rejet direct dans le lit de l'Oued Draa et d'autres part la solution d'évaporation nécessite non seulement de disposer grande superficie pour les bassins mais aussi il faudrait examiner des solutions pour les résidus solides stockés.

## **Chapitre IX : Analyse économique**

### **I. Coûts d'investissement**

Les coûts incluent l'ensemble des travaux et équipements décrits dans les paragraphes précédents, sauf pour la régulation et télégestion qui sont estimés à partir d'autres études.

Ils comprennent :

- ↳ Les coûts d'investissement relatif à la station de déminéralisation ;
- ↳ Les coûts d'investissement relatif aux adductions eaux brutes;
- ↳ Les coûts d'investissement relatif aux ouvrages de rejet ;
- ↳ Les coûts d'investissement lié à la régulation et télégestion des ouvrages.

Ne sont pas compris dans les coûts :

- les études géotechniques,
- les études topographiques.

Ces coûts sont basés sur les prix unitaires tirés d'études antérieures et de la consultation des entreprises du domaine.

Les coûts d'investissement seront pour les deux scénarios étudiés à savoir : Osmose inverse 500 mg/l en sortie et 1000 mg/l en sortie.

#### **1.1. Station de déminéralisation**

Les coûts comprennent

- la fourniture, le transport et la pose des équipements électromécaniques ;
- la voirie et les réseaux ;
- les installations de chantier ;
- les études d'exécution ;
- le montage ;
- la formation du personnel ;
- les essais et la mise en service.

#### **1.2. Adduction eaux brutes**

Les coûts d'investissement des adductions tiendront compte uniquement de :

- Renforcement partiel de la conduite d'adduction d'eau brute sur 1500 ml,
- Rééquipement de la station des forages n°IRE 1326 bis/73 et 1371/73 ;

Le rééquipement des stations de pompage des puits n° IRE 846/73 et 1359/73 n'est pas nécessaire. Cependant, il faut prévoir le rééquipement des forages 1326 bis/73 et 1371/73.

### 1.2.1. Ouvrage de rejet

Les couts d'investissement de l'ouvrage de rejet (Bassins d'évaporations) tiendront compte de :

- La conduite de transfert des eaux de rejet de la station de déminéralisation vers le site des bassins d'évaporation sur un linéaire estimé à environ 5 km ;
- La réalisation des bassins d'évaporation, leurs équipements et tuyauteries accessoires.

### 1.2.2. Récapitulation des couts d'investissement

Les couts d'investissements sont comme suit :

**Tableau 54 : Récapitulation des couts d'investissement**

Variante	Osmose inverse avec 500 mg/l en sortie		Osmose inverse avec 1000 mg/l en sortie	
	Couts	%	Couts	%
1-STATION DEMINERALISATION DE	26 653 660	61%	24 827 660	61%
2 -ADDUCTIONS EAUX BRUTES	1 212 500	3%	1 212 500	3%
3 - OUVRAGES DE REJET	11 224 000	26%	9 949 000	24%
4 - DIVERS	4 360 000	10%	4 360 000	11%
Total 1+2+3+4	43 450 160		40 749 160	
5 - REGULATION ET TELEGESTION	444 000	1%	444 000	1%
<b>Couts total d'investissement (DH HT)</b>	<b>43 894 160</b>		<b>40 793 160</b>	

Les prix considérés sont ceux de la service d'approvisionnement ONEE BE.

Les couts d'investissements ainsi estimées montrent que :

Pour l'Osmose inverse à 500 mg/l, les couts d'investissement sont à 61 % absorbés par les équipements d'osmose inverse, et 26 % par les bassins d'évaporation des rejets.

## II. Coûts d'exploitation

Les couts d'exploitation des ouvrages projetés seront calculés en tenant compte de :

- Les frais du personnel,
- Les frais d'énergie,
- Les frais d'achats des réactifs,

- Les frais d'entretien et de renouvellement.

**i. Frais du personnel**

Pour le fonctionnement de la station de déminéralisation, on aura besoin :

- d'un superviseur en chef de la station,
- d'un agent responsable d'exploitation,
- de deux techniciens laborantins.

Les couts annuels de ce personnel pris en compte sont donnés en annexe.

**ii. Frais d'énergie**

Les frais d'énergie présentés concernent tous les postes électriques projetés (pompage d'eau brutes et d'eau traitée et dans le process de la station de déminéralisation.

Le cout d'énergie est prix égal à 1 DH/kWh.

Les couts du kWh/m3 d'eau traitée lié au process y compris la station de pompage d'eau traitée sont présentés ci-dessous.

**Tableau 55: Cout énergétique lié au process y compris la station de pompage d'eau traitée**

Process	Cout du kWh/m3 d'eau traitée
Osmose inverse 500 mg/l en sortie	2 029 270
Osmose inverse 1000 mg/l en sortie	1 932 910

Le coût annuel de l'énergie consommée au niveau des stations de pompage d'eau brute est calculé en tenant compte des caractéristiques des pompes installées et du débit d'eau brute refoulé.

**Tableau 56: coût de l'énergie consommée au niveau des stations de pompage d'eau brute**

Pompe	Pourcentage Utilisation	Rendement Moyen	kWh /m3	P. Moyenne kW	P. Maximale kW	Coût /jour
Ppe846/73	100,00	65,00	0,24	14,92	14,92	358,18
Ppe1359/73	100,00	65,00	0,24	12,30	12,30	295,26
Ppe1326bis/73	100,00	65,00	0,24	12,23	12,23	293,57
Ppe1371/73	100,00	65,00	0,27	28,84	28,84	692,08
Pper/73	100,00	65,00	0,03	7,09	7,09	170,07
<b>Coût Total</b>						<b>1809,16</b>

**Tableau 57: Coût d'énergie consommée au niveau de stations d'eaux brutes**

Station	Coûts journalier (Dh/jour)	Coûts annuels (Dh/an)
Puits 846/73	358	130 670
Puits 1359/73	295	107 675
Forage 1326 bis/73	294	107 310
Forage 1371/73	692	252 580
<b>Total</b>		<b>598 235</b>

Le cout global lié à la consommation énergétique sera comme suit :

**Tableau 58: Le cout global lié à la consommation énergétique**

Variante	Coûts d'énergie des stations de pompage d'eau brute	Coûts d'énergie dans le process DHs	Cout global DHs
Osmose inverse 500 mg/l en sortie	598 235	2 029 270	2 627 505
Osmose inverse 1000 mg/l en sortie	598 235	1 932 910	2 531 145

**Tableau 59: Cout du kWh/m3 d'eau traitée**

Process	Cout du kWh/m3 d'eau traitée	Part lié aux pompes hautes pressions
Osmose inverse 500 mg/l en sortie	1,09 Dh/m3	0,66 Dh/m3
Osmose inverse 1000 mg/l en sortie	1,04 Dh/m3	0,61 Dh/m3

Le détail des consommations électriques par poste avec les temps de fonctionnement est donné en dans le chapitre VII.

### iii. Frais des réactifs

Les réactifs utilisés sont le chlorure ferrique, l'acide sulfurique, les séquestrants, la chaux, le chlore et autres produits chimiques nécessaires en laboratoire.

Les prix unitaires (source : service d'approvisionnement ONEE BE) considérés sont :

Chlorure ferrique	:	2 700 DHS/t
Acide sulfurique	:	2 500 DHS/t
Séquestrant	:	36 000 DHS/t
Chlore	:	6 500 DHS/t
Chaux	:	2 600 DHS/t

Les couts annuels estimés sont récapitulés pour chaque cas d'étude comme suit :

**Tableau 60 : Coût des réactifs**

Process	Cout annuel des réactifs en DH
Osmose inverse 500 mg/l en sortie	804 745 DH/an
Osmose inverse 1000 mg/l en sortie	799 724 DH/an

#### iv. Frais d'entretien et de renouvellement

L'entretien et le renouvellement sont estimés comme suit :

↳ Osmose inverse à 500 mg/l : 144 000 DHs HT, par an (inclus renouvellement des microfiltres 4 fois par an) et 231 000 DHs HT, par an pour le renouvellement des membranes d'osmose.

↳ Osmose inverse à 1000 mg/l : 106 500 DHs HT, par an (inclus renouvellement des microfiltres 4 fois par an) et 231 000 DHs HT, par an pour le renouvellement des membranes d'osmose.

#### III. Coûts de développement

Le coût de développement du projet est calculé en considérant un investissement initial en 2015.

Les coûts sont actualisés à l'année de base qui est 2015 pour les taux de 6%, 8% et 10%.

Les coûts de développement est comme suit :

**Tableau 61: Les coûts de développement de la SD**

Variante	Coûts d'investissement Global + imprévus de 15% (en DH HT)	Coûts de développement (en DH/m <sup>3</sup> )		
		6%	8%	10%
Variante 1 – Osmose inverse à 500 mg/l	<b>50 478 284</b>	6,2	7,0	7,9
Variante 1 – Osmose inverse à 1000 mg/l	<b>46 912 134</b>	5,8	6,5	7,3

L'analyse des coûts d'investissement et de développement montre pour le cas de notre projet que :

Le scénario de réaliser l'osmose inverse à 1000 mg/l est plus intéressant.

## Conclusion et Recommandations

Au terme de notre analyse, les principales conclusions et recommandations à retenir sont les suivantes.

### 1°) Process

**Tableau 62** : Récapitulation de deux scenarios

Parametres	Scenarios OI	
	500 mg/L	1000mg/L
Débit Eau Brute L/s	75	75
Débit Eau Traitée L/s	56.3	58.9
Qualité de l'eau à la sortie de la SD TDS mg/L	358.8	921.2
Cout d'investissement en DH HT	50478284	46912134
cout de développement pour 10%(en DH/m <sup>3</sup> )	7.9	7.3

### Analyse du tableau

En termes de Débit traité, le scenario OI 1000mg/L est plus intéressant. La qualité (salinité) de l'eau traitée respecte la norme d'eau potable marocaine pour les deux scenarios. Le cout d'investissement ainsi que le cout de développement sont plus faible dans le scenario OI 1000mg/L.

Ainsi en conclusion :

➤ Scenario OI 500 mg/L

Avantages : Qualité et Sécurité vis-à-vis de la salinité si le débit de la nappe Feija avec lequel on réalise le mélange au niveau de la distribution venait à diminuer

Inconvénient : Cout élevé

➤ Scenario OI 1000 mg/L

Avantage : Cout élevé

Inconvénient : Qualité, la salinité est proche de la norme 1000mg/L donc risque de dépassement de la norme si le débit de la nappe Feija venait à diminuer.

Compte tenu de tous cela et vu que le débit de la nappe de Feija régresse on retient le scenario de 500mg/L.

### 2°) Partie exploitation

- La Station sera alimentée à partir du réseau national toute fois une puissance optimum de panneau photovoltaïque à installer est déterminée afin de diminuer la facture énergétique.
- Impact environnemental : Du fait de la concentration élevée en sels des saumures (13 à 18 g/l), le rejet dans l'oued Draa qui est une zone oasienne sur lequel repose l'économie de la province ne pourrait être envisagée sans évaluation de son impact environnemental sur le milieu, pour cela nous optons pour le traitement des rejets.

- Deux solutions sont proposées pour le traitement des rejets à savoir : bassins d'évaporation naturelle et la dilution par mélange des saumures avec les rejets de la STEP mais du fait que cette dernière (solution de mélange) reste fortement dépendante du fonctionnement de la STEP, elle nécessite de prévoir comme solution sécuritaire des bassins d'évaporation. Donc la solution choisie est l'évaporation naturelle des saumures dans des bassins d'évaporation sur une superficie de 22ha.

## **Recommandations**

### ➤ **Pour Zagora**

- Le bassin d'évaporation étant une première expérience au Maroc, il convient de favoriser l'échange d'expertise avec d'autres pays tel que l'Allemagne.
- Les sites des bassins se trouvent dans un couloir d'ensablement d'où la nécessité de prendre de mesure nécessaire pour la protection des bassins d'évaporations.
- Le traitement de l'eau doit se faire en deux files puisqu'on ne peut pas tolérer un arrêt total de la station de déminéralisation en cas de problème.
- Afin de diminuer la facture énergétique, on doit installer une puissance optimum de panneau photovoltaïque.
- Etant donné que la production de cette station pourra combler le déficit que pour l'horizon 2020, au-delà il convient de réfléchir pour la mobilisation d'autres ressources.

### ➤ **D'une manière générale**

- Etudier la possibilité de traiter l'eau en heures creuses pour le cas d'une source d'alimentation infini et son impact sur les performances des membranes et la qualité de l'eau produite.
- Etudier la conversion de la quantité d'oxygène à apporter pour la deferrisation en débit d'air.
- Etudier le calage de la formule de darcy pour le calcul de perte de charge au niveau de filtre bicouche afin de déterminer avec précision les caractéristiques des pompes basses pressions.

## Bibliographie

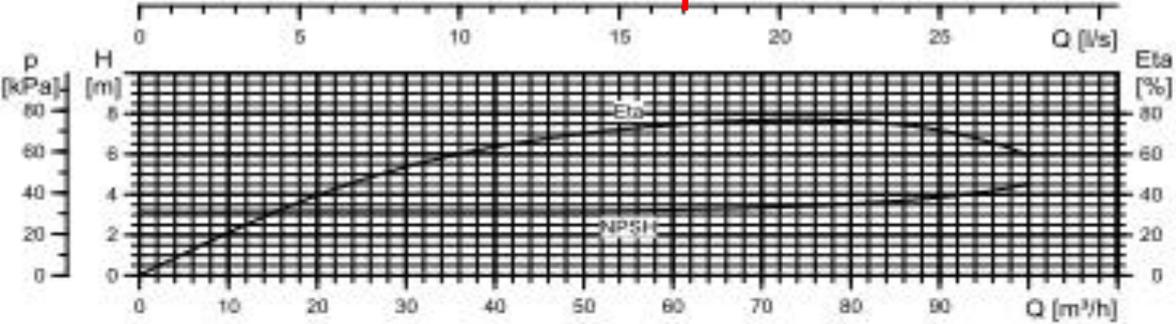
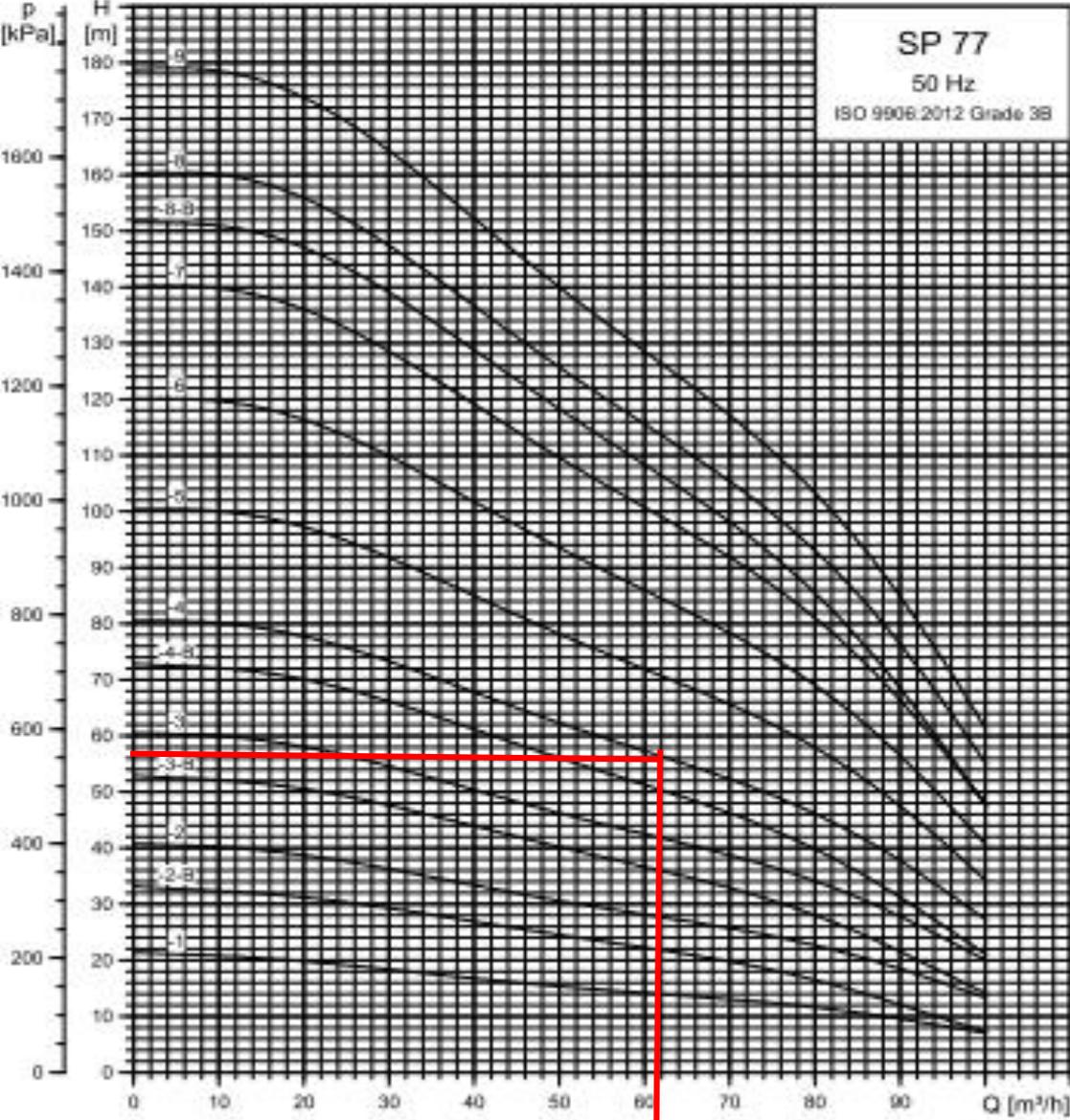
- **A. Maurel, (2001).** Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres(Novec).
- **A. BADAROU.** Projet de fin d'études: «Eude de faisabilité d'une unité d'adoucissement d'eau»IAV Hassan II IAA 2009.
- APS de la station de dessalement d'Agadir, (ADI,2010)
- Desalinisation Report june 2007 (WWF's Global Freshwater Programme)  
«Technical Manual» Dow Chemical
- Dégremont Suez, (1989): « Memento Technique de l'eau » tome 1 et 2 (Bibliothèque IAV HassanII).
- **K.Tahri, (2006).** Dessalement d'eau au Maroc –Expérience de l'ONEP- (Présentation, débat national sur l'eau).
- **L. OUHLI.** Projet de fin d'études: «Optimisation hydraulique en dessalement d'eau de mer par osmose inverse »IAV Hassan II Genie Rural-ENGREEF 2008.
- **L. TALBI.** Projet de fin d'études: «Etude de faisabilité du dessalement de l'eau de mer pour le renforcement de l'alimentation en eau potable dans la province de Tiznit»IAV Hassan II Génie rural 2009.
- **M.Kharif, (ONEE BE 2012).**Les traitements spécifiques pour la production de l'eau potable.
- **Mohamed Sinan(EHTP\_2012)** : Evaluation des besoins technologiques et plan d'action technologique aux fins d'adaptation au changement climatique.
- **P.CORSIN,2005 (NOVEC).** Dessalement de l'eau de mer par osmose inverse les vrais besoins en énergie.
- Rapport de l'ONEP en matière de dessalement.**SEDRATI&RHAMI.** Projet de fin d'études: «Conception et dimensionnement d'une unite de dessalement de l'eau de mer par osmose inverse, élaboration d'une application de dimensionnement »EHTP 2009
- Techniques Ingénieurs, **Patrick DANIS** version 2012.

## WEBOGRAPHIE

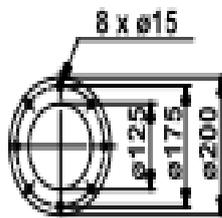
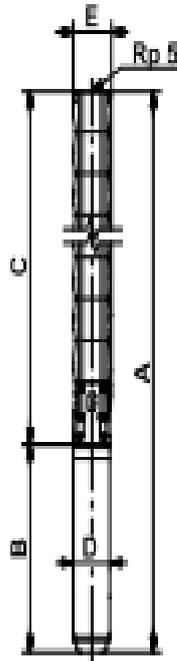
- [www.veolia.com](http://www.veolia.com)
- [www.Lenntech.com](http://www.Lenntech.com)
- [www.dow.com](http://www.dow.com)
- [www.hydranautics.com](http://www.hydranautics.com)

# **Annexes**

Annexe 1 : Les caractéristiques des groupes électropompes Grundfos



## Dimensions and weights



Pump with Grundfos flange

TM000 73072 2196

TM000 73333 1708

Pump type	Motor		Dimensions [mm]								Net weight [kg]		
	Type	Power [kW]	Rp 5 connection				5" Grundfos flange						
			A	C	E*	E**	A	C	E*	E**		B	D
SP 77-1	MS 6000	5.5	1162	618	178	186	1162	618	200	200	544	138	55
SP 77-2-B	MS 6000	5.5	1290	746	178	186	1290	746	200	200	544	138	59
SP 77-2	MS 6000	7.5	1320	746	178	186	1320	746	200	200	574	138	63
SP 77-3-B	MS 6000	9.2	1478	874	178	186	1478	874	200	200	604	138	72
SP 77-3	MS 6000	11	1508	874	178	186	1508	874	200	200	634	138	75
SP 77-4-B	MS 6000	13	1667	1003	178	186	1667	1003	200	200	664	138	82
SP 77-4	MS 6000	15	1702	1003	178	186	1702	1003	200	200	699	138	86
SP 77-5	MS 6000	18.5	1885	1131	178	186	1885	1131	200	200	754	138	95
SP 77-6	MS 6000	22	2073	1259	178	186	2073	1259	200	200	814	138	105
SP 77-7	MS 6000	26	2261	1387	178	186	2261	1387	200	200	874	138	114
SP 77-8-B	MS 6000	26	2389	1515	178	186	2389	1515	200	200	874	138	118
SP 77-8	MS 6000	30	2459	1515	178	186	2459	1515	200	200	944	138	126
SP 77-9	MS 6000	36	2567	1643	178	186	2567	1643	200	200	944	138	129
SP 77-10	NMS6	37	3083	1771	178	186	3083	1771	200	200	1312	143	178
SP 77-11	NMS6	37	3228	1898	178	186	3210	1898	200	200	1312	143	179
SP 77-12	NMS 8000	45	3313	2043	200	204	3313	2043	209	209	1270	192	240
SP 77-13	NMS 8000	55	3522	2172	200	204	3522	2172	209	209	1350	192	259
SP 77-14	NMS 8000	55	3650	2300	200	204	3650	2300	209	209	1350	192	263
SP 77-15	NMS 8000	55	3779	2429	200	204					1350	192	266
SP 77-16	NMS 8000	63	4047	2557	200	204					1490	192	296
SP 77-17	NMS 8000	63	4175	2685	200	204					1490	192	300
SP 77-18	NMS 8000	63	4304	2814	200	204					1490	192	304
SP 77-19	NMS 8000	75	4826	3236	200	204					1590	192	334
SP 77-20	NMS 8000	75	4954	3364	200	204					1590	192	338
SP 77-21	NMS 8000	75	5082	3492	200	202					1590	192	342
SP 77-22	NMS 8000	92	5450	3820	200	202					1830	192	391

\* Maximum diameter of pump with one motor cable.

\*\* Maximum diameter of pump with two motor cables.

The pump types above are also available in N- and R-versions. See page 5.

Other types of connection are possible by means of connecting pieces. See page 83.

## Annexe 2 : Fiche technique de membrane ESPA2-LD



### Membrane Element

### ESPA2-LD (Low Fouling Technology)

<b>Performance:</b>	Permeate Flow:	10,000 gpd (37.9 m <sup>3</sup> /d)
	Salt Rejection:	99.6 % (99.5 % minimum)
<b>Type</b>	Configuration:	Low Fouling Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Membrane Active Area:	400 ft <sup>2</sup> (37.1m <sup>2</sup> )
	Feed Spacer:	34 mil (0.864 mm) with biostatic agent
<b>Application Data*</b>	Maximum Applied Pressure:	600 psig (4.16 MPa)
	Maximum Chlorine Concentration:	< 0.1 PPM
	Maximum Operating Temperature:	113 °F (45 °C)
	pH Range, Continuous (Cleaning):	2-11 (1-13)*
	Maximum Feedwater Turbidity:	1.0 NTU
	Maximum Feedwater SDI (15 mins):	5.0
	Maximum Feed Flow:	75 GPM (17.0 m <sup>3</sup> /h)
	Minimum Ratio of Concentrate to Permeate Flow for any Element:	5:1
Maximum Pressure Drop for Each Element:	10 psi	

\* The limitations shown here are for general use. For specific projects, operating at more conservative values may ensure the best performance and longest life of the membrane. See Hydranautics Technical Bulletins for more detail on operation limits, cleaning pH, and cleaning temperatures.

### Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

1500 PPM NaCl solution  
150 psi (1.05 MPa) Applied Pressure  
77 °F (25 °C) Operating Temperature  
15% Permeate Recovery  
6.5 - 7.0 pH Range



A, inches (mm)	B, inches (mm)	C, inches (mm)	Weight, lbs. (kg)
40.0 (1016)	7.89 (200)	1.125 (28.6)	36 (16.4)

**Notice:** Permeate flow for individual elements may vary + or - 15 percent. Membrane active area may vary +/-4%. All membrane elements are supplied with a brine seal, interconnector, and o-rings. Elements are enclosed in a sealed polyethylene bag containing less than 1.0% sodium meta-bisulfite solution, and then packaged in a cardboard box.

Hydranautics believes the information and data contained herein to be accurate and useful. The information and data are offered in good faith, but without guarantee, as conditions and methods of use of our products are beyond our control. Hydranautics assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the presented information and data. It is the user's responsibility to determine the appropriateness of Hydranautics' products for the user's specific end uses. 7/16/11

Hydranautics Corporate: 401 Jones Road, Oceanside, CA 92058  
1-800-CPA-PURE Phone: 760-901-2500 Fax: 760-901-2578 info@hydranautics.com

### Annexe 3 : Feuille synthèse de la simulation pour le scenario 500 mg/L à 19°C

Hydranautics Membrane Solutions Design Software, v. 2011

#### PERMEATE BLENDING AND PERMEATE THROTTLING(1ST STAGE)

RO program licensed to:  
 Calculation created by: Imam  
 Project name: Zagora  
 HP Pump flow: 246.7 m3/hr  
 Feed pressure: 13.8 bar  
 Feedwater Temperature: 19.0 C(66F)  
 Permeate throttling(1st st.): 2.5 bar  
 Feed water pH: 6.90  
 Chem dose, ppm (100%): 58.3 H2SO4  
 Average flux rate: 24.4 lm2hr

Permeate flow: 185.00 m3/hr  
 Raw water flow: 264.7 m3/hr  
 Blended flow: 203.0 m3/hr  
 Permeate recovery: 75.0 %  
 Blending ratio: 8.9 %  
 Element age: 3.0 years  
 Flux decline % per year: 7.0  
 Fouling Factor: 0.80  
 Salt passage increase, %/yr: 10.0  
 Feed type: Well Water

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	bar	Element Type	Elem. No.	Array
1-1	137.3	10.3	4.6	25.7	1.16	13.2	2.5	ESPA2-LD	144	24x6
1-2	47.7	10.9	6.2	21.4	1.09	12.2	0.0	ESPA2-LD	60	10x6

Ion	Raw water		Feed water		Permeate		Concentrate	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	468.2	23.4	468.2	23.4	44.104	2.2	1864.3	93.0
Mg	82.3	6.8	82.3	6.8	7.753	0.6	327.7	27.0
Na	547.2	23.8	547.2	23.8	62.896	2.7	2141.5	93.1
K	10.9	0.3	10.9	0.3	1.323	0.0	42.4	1.1
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.194	0.0	0.194	0.0	0.018	0.0	0.772	0.0
Sr	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0
CO3	3.2	0.1	0.1	0.0	0.284	0.0	0.3	0.0
HCO3	292.8	4.8	226.7	3.7	33.507	0.5	881.8	14.5
SO4	1021.2	21.3	1078.3	22.5	95.613	2.0	4296.5	89.5
Cl	977.0	27.6	977.0	27.6	104.843	3.0	3848.0	108.5
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.063	0.0	1.9	0.1
NO3	26.9	0.4	26.9	0.4	5.911	0.1	96.0	1.5
B	0.00		0.00		0.000		0.00	
SiO2	23.6		23.6		2.47		93.1	
CO2	4.07		53.65		49.26		53.65	
TDS	3454.0		3441.8		358.8		13594.4	
pH	8.03		6.90		6.00		7.35	

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO4 / Ksp * 100:	48%	50%	283%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%	0%	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	1884%	1979%	10581%
SiO2 saturation:	18%	21%	81%
Langelier Saturation Index	1.40	0.15	1.75
Stiff & Davis Saturation Index	1.22	-0.03	1.10
Ionic strength	0.08	0.08	0.32
Osmotic pressure	1.8 bar	1.8 bar	7.1 bar

#### Annexe 4 : Energie électrique en fonction du Wc installée

Puissance installée	325 Kw																									
Energie électrique																										
Heur	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	0	1	2	3	4	5	6	Total	
																		Energie								
Juillet	65.9	117.5	172.0	212.1	237.9	249.4	237.9	212.1	172.0	117.5	65.9	17.2												17.2	1894.8	
Août	57.3	114.7	163.4	206.4	232.2	240.8	232.2	206.4	163.4	114.7	57.3	11.5												11.5	1811.6	
Septembre	51.6	111.8	166.3	215.0	243.7	252.3	243.7	215.0	166.3	111.8	51.6	2.9												2.9	1834.6	
Octobre	40.1	100.3	154.8	203.5	235.1	246.5	235.1	203.5	154.8	100.3	40.1															1714.2
Novembre	28.7	91.7	149.1	197.8	229.3	237.9	229.3	197.8	149.1	91.7	28.7															1631.0
Décembre		80.3	137.6	186.3	215.0	226.5	215.0	186.3	137.6	80.3																1464.8
Janvier		91.7	151.9	200.7	235.1	246.5	235.1	200.7	151.9	91.7																1605.2
Février	40.1	106.1	169.1	217.9	252.3	266.6	252.3	217.9	169.1	106.1	40.1															1837.4
Mars	51.6	120.4	183.5	232.2	269.5	278.1	269.5	232.2	183.5	120.4	51.6															1992.2
Avril	63.1	129.0	192.1	243.7	275.2	286.7	275.2	243.7	192.1	129.0	63.1	5.7												5.7	2104.0	
Mai	68.8	129.0	186.3	229.3	258.0	266.6	258.0	229.3	186.3	129.0	68.8	11.5												11.5	2032.3	
Juin	68.8	123.3	177.7	217.9	249.4	258.0	249.4	217.9	177.7	123.3	68.8	17.2														1949.2

## ملخص

يعرف إقليم زاكورة بالجنوب الشرقي للمملكة نقصا حادا في المياه. في هذا الصدد يعتزم قطاع الماء بالمكتب الوطني للكهرباء والماء الصالح للشرب بدء مجموعة من الأشغال تتعلق بمعالجة مياه الآبار المتخللة للفرشة المائية "النيش"، والتي تصل نسبة الملوحة بها 3 إلى 4 غرام في اللتر، حيث من المنتظر أن يتم إنشاء محطة تحلية لمياه المنطة. تم تفويت دراسة المشروع لمكتب الدراسات NOVEC، وتهدف لتطوير الإنتاج المحلي من المياه الصالحة للشرب لمدينتي زاكورة وتامكروت بالإضافة للدواوير المجاورة.

يتمثل الهدف الرئيسي للدراسة السالفة الذكر في تحلية المياه الأجاج والتي توفر صبيبا قدره 75 لتر في الثانية بغية إنتاج مياه معالجة بصبيب يقدر ب 56 لتر في الثانية بنسبة ملوحة تصل 500 ميليغرام في اللتر.

في إطار مشروعنا لنهاية الدراسة، قمنا بما يلي:

تقييم الحصيلة طلب موارد بخصوص الماء الصالح للشرب للمنطقة المدروسة.

-تصميم محطة التحلية.

تحديد الطرق الملائمة لمعالجة المياه الأجاج.

حساب الحاجيات الطاقية ودراسة الخيار "البديل الطاقى".

تحديد التأثير البيئي للمشروع.

إقتراح حلول بخصوص تدبير ومعالجة مخلفات عملية التحلية.

تقدير التكلفة المالية للإستثمار وتطوير المشروع.

لقد بينت نتائج الدراسة انه بإمكاننا تحلية عبر التناضح العكسي بواسطة وحدتي إنتاج مستقلتين صبيبا من الماء المالح مقداره 75 لترا بالثانية على مدى 24 ساعة وينتج 56.3 لتر الثانية مع نسبة ملوحة 500 مغ/لتر.

من اجل تلبية احتياجات الطاقية للمحطة سيتم اعتماد محولين, طرح النفايات سيتم في حوض تبخر طبيعي و تبلغ تكلفة المتر المكعب 7 دراهم.

**الكلمات المفاتيح:** نقص المياه، آبار، إنتاج مياه صالحة للشرب، تحلية، التناضح العكسي.

مشروع نهاية الدراسات لنيل دبلوم مهندس في الهندسة القروية  
تخصص: البنية التحتية، التطهير والماء الصالح للشرب

تحلية المياه المالحة عبر مسلك التناضح العكسي  
دراسة حالة مدينة زاكورة-المغرب

قدم للعموم ونوقش من طرف

علي أحمد إمام

أمام اللجنة المكونة من:

رئيس	معهد الحسن الثاني للزراعة و البيطرة	:	الأستاذ ح. برطالي
مقرر	معهد الحسن الثاني للزراعة و البيطرة	:	الأستاذ م. بنموسى
مقرر مساعد	NOVEC	:	السيد ي. جبريلا
ممتحن	معهد الحسن الثاني للزراعة و البيطرة	:	الأستاذ ع. حاجي
ممتحن	FEC	:	السيدة ل. أوهلي

22 يوليوز 2013