

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

NATIONAL HIGHER SCHOOL FOR
HYDRAULICS

"The MujahidAbdellah ARBAOUI"



المدرسة الوطنية العليا للري
"المجاهد عبد الله عريابوي"

ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat en Hydraulique

Option : Réutilisation des eaux non conventionnelles

THEME :

**REDIMENTIONNEMENT DE LA STATION DE
DESSALEMENT D'EAU DE MER
CORSO WILAYA DE BOUMERDES**

Présenté par :

BOUKHARI Meriem Roumaissa

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
DJELLAB Mohamed	Professeur	Président
LEULMI MEDJDOUB Sonia	M.C.B	Examinatrice
BETATACHE Hayat	M.C.B	Examinatrice
KOLIAI Djaffar	M.C.A	Examineur
HACHEMI Abdelkader	M.C.A	Promoteur

Session septembre 2024

Remerciement

Je souhaite exprimer ma reconnaissance envers mon directeur de mémoire, Mr HACHEMI Abdelkader, pour sa guidance experte, ses conseils éclairés. Son expertise et son encouragement ont été essentiels pour son aboutissement.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude pour les membres de jury pour le temps et l'attention qu'ils ont consacrés pour l'évaluation de ce mémoire. Vos commentaires et suggestions sont inestimables pour enrichir ce travail. Votre expertise est une source d'inspiration, et j'espère que mon travail répond à vos attentes. Votre contribution est essentielle pour mon développement académique, et je vous remercie sincèrement pour votre précieuse contribution à la réussite de mon projet. Je reste reconnaissante envers vous pour cette expérience significative.

Par la même occasion je tiens à remercier Mr le directeur de AEC, pour son accueil et son aide sans lesquels ce travail n'aurait être mené à bon port.

Je tiens à exprimer mes sincères remerciements à mon encadrant, Mr BOUDJLIDA Yassine, pour son accompagnement précieux, ses conseils éclairés et sa patience tout au long de ce projet. Son soutien constant a été une source d'inspiration et a grandement contribué à la réalisation de ce travail

Enfin, je tiens à exprimer ma gratitude envers tous ceux et qui ont contribué de près ou de loin à la réussite de ce mémoire et dont le soutien m'a été indispensable.

Dédicace

C'est avec mots simples mais débordant d'émotion que je dédie ce Travail :

A mes chers **parents**

Aucune dédicace ne saurait être assez éloquente pour exprimer ce que vous méritez pour tous les sacrifices que vous n'avez cessé de me donner depuis ma naissance. Que dieu vous préserve et vous accorde la santé, longue vie et Bonheur.

Ce travail c'est le fruit de vos sacrifices que vous avez consentis pour mon éducation et ma formation.

Aux prunelles de mes yeux, mes frères, **OUSSAMA**, et **YOUCEF**, je veux exprimer ma gratitude pour nos liens indéfectibles. Votre présence dans ma vie a été une source de joie, de soutien. Nous avons partagé des moments de bonheur et de défis, et cela a enrichi ma vie de manière inestimable.

À la mémoire de mes chers grands-parents, dont l'amour et les enseignements continuent de me guider.

A tous mes amis particulièrement : **Djaouahir, Lilia, Sabrina, Saoussen, Sarah, Zahra**. Je vous remercie pour les moments inoubliables que nous avons partagés ensemble et pour le plaisir dont j'ai joie avec vous.

À ma chère cousine **Hadjer**, malgré les aléas de la vie, mon amour et mon respect pour toi restent inchangés. Que cette dédicace soit un témoignage de l'importance que tu as toujours eue dans ma vie.

Avec tout mon amour et ma gratitude éternelle.

Meriem

ملخص :

تعتبر تحلية المياه في الجزائر حلا مستداما لندرة المياه العذبة بتوفيرها مصدرا موثوقا للمياه الصالحة للشرب حتى يكون هذا الحل ناجعا من الضروري تجاوز التحديات متعددة الابعاد التي تقتاضها تصميم محطة تحلية المياه. في هذا الصدد تهدف دراستنا الى تحديد مقاسات محطة تحلية مياه البحر الكائنة بقورصو ولاية بومرداس التي تعتمد على تقنية التناضح العكسي. الهدف الرئيسي هو القيام بدراسة الجدوى الفنية من انشاء المحطة مع الحرص على تامين اداءها الأمثل.

الكلمات المفتاحية: قورصو - مياه البحر - تحلية - التناضح العكسي .

Résumé :

Le dessalement en Algérie offre une solution durable à la pénurie d'eau douce, en fournissant une source fiable d'eau potable. Pour que cette solution soit efficace, il est crucial de surmonter le défi multidimensionnel que représente la conception d'une station de dessalement. Dans ce contexte Notre étude vise à dimensionner la station de dessalement d'eau de mer de CORSO la wilaya de Boumerdes qui utilise la technique d'osmose inverse. L'objectif est de réaliser une étude de faisabilité de la station afin d'évaluer la viabilité technique tout en lui assurant un fonctionnement optimal.

Mots clés : Corso, eau de mer, Dessalement, Osmose Inverse.

Abstract:

Water desalination in Algeria offers sustainable solution to water shortage by providing a reliable source of drinking water. For this solution to be effective it is crucial to overcome the multidimensional challenge of designing a desalination plant. In this context, this study aims to dimension the desalination plant of Corso in the wilaya of Boumerdes that uses reverse osmosis technique. The main objective is to carry out a feasibility study in order to assess the technical viability while ensuring optimal operation.

Key words: Corso; Sea water; Desalination; Reverse osmosis

SOMMAIRE

I. 1	Introduction :	1
I. 2	Etat des ressources en eau mondiales :	1
I. 3	Statut des ressources en eau en Algérie :	4
I. 3.1	Stress hydrique :	4
I. 3.2	Etat des ressources en eau :	4
I. 3.3	Répartition des ressources selon les utilisateurs :	5
I. 3.4	Le développement du secteur de l'eau en Algérie :	5
I. 4	L'état du dessalement dans le monde :	5
I. 5	Le dessalement en Algérie :	6
I. 5.1	L'expérience algérienne dans le dessalement et la déminéralisation des eaux :	6
I. 5.2	Les stations de dessalement de l'eau de mer en service en Algérie :	8
I. 6	Conclusion :	10
II. 1	Introduction :	12
II. 2	Caractérisation de l'eau de mer :	12
II. 3	Procèdes de dessalement :	14
II. 3.1	Procédés thermique :	14
II. 3.1.1	La distillation :	14
II. 3.1.1.1	Distillation à simple effet :	14
II. 3.1.1.2	Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED) :	15
II. 3.1.1.2.1	Choix du nombre d'effets :	16
II. 3.1.1.2.2	Technologie de l'échangeur de chaleur :	17
II. 3.1.1.2.3	Avantages du multiple effet :	17
II. 3.1.1.2.4	Inconvénients du multiple effet :	17
II. 3.1.1.3	Compression mécanique de vapeur :	18
II. 3.1.1.3.1	Domaine d'application :	18
II. 3.1.1.4	Thermocompression :	19
II. 3.1.1.4.1	Avantages de la compression de vapeur :	19
II. 3.1.1.4.2	Inconvénients de la compression de vapeur :	19
II. 3.1.1.5	Distillation multi flash (multi stage flash) « MSF »:	19
II. 3.1.1.5.1	Avantages du multi flash :	20
II. 3.1.1.5.2	Inconvénients du multi flash :	20
II. 3.1.2	La Congélation :	20

II. 3.2	Les procédés membranaires :	21
II. 3.2.1	Électrodialyse :	21
II. 3.2.1.1	Avantage de l'électrodialyse :	21
II. 3.2.1.2	Inconvénients de l'électrodialyse :	21
II. 3.2.2	Osmose inverse :	22
II. 3.3	Les procédés chimiques :	22
II. 3.3.1	L'échange d'ions :	22
II. 3.3.2	Extraction par solvant sélectif :	22
II. 4	Principaux avantages et inconvénients de dessalement :	23
II. 4.1	Considérations économiques :	23
II. 4.2	Considérations techniques :	24
II. 5	Conclusion :	24
III. 1	Introduction :	26
III. 2	Découverte de l'osmose :	26
III. 3	Définition descriptive de l'osmose :	27
III. 4	Définition et fonctionnement de l'osmose inverse :	27
III. 4.1	Pression osmotique et pression de fonctionnement :	28
III. 4.2	Paramètres de fonctionnement d'une osmose inverse :	29
4.2.1	La pression motrice ΔP :	29
4.2.2	La conversion Y, :	29
4.2.3	Le passage des sels PS. :	30
4.2.4	Transfert des sels :	31
4.2.5	La température :	31
4.2.6	Le facteur Kc :	31
III. 4.3	Les types de membranes :	32
4.3.1	Membranes Isotropes :	32
4.3.2	Membranes Anisotropes :	32
4.3.3	Membranes Liquides :	32
III. 4.4	Problématique liée au fonctionnement des membranes :	33
III. 4.5	Lavage des membranes :	34
III. 5	Les Modules :	35
III. 5.1	Modules plans :	35
III. 5.2	Modules tubulaires :	36

III. 5.3	Module spiralé :	36
III. 5.4	Module à fibres creuses :	37
III. 6	Les domaines d'application de l'osmose inverse (OI) :	38
III. 7	Conclusion :	39
IV. 1	Introduction :	41
IV. 2	Localisation de la station :	41
IV. 3	Capacité de la station et le mode de fonctionnement :	42
IV. 3.1	Installation et processus :	42
IV. 3.2	Caractéristiques de l'eau de mer	42
IV. 3.3	Description détaillée de l'usine :	44
IV. 3.3.1	Le captage	44
IV. 3.3.1.1	Tour de captage	44
IV. 3.3.1.2	Conduite d'admission	44
IV. 3.3.1.3	Bâche d'admission.	45
IV. 3.3.1.4	Système de dessablage	45
IV. 3.3.1.5	Système de dégrillage	45
IV. 3.3.1.5.1	Dégrilleur à barre	45
IV. 3.3.1.5.2	Tamiseur à bande mobile	47
IV. 3.3.1.6	Bâche d'eau de mer et pompes d'alimentation d'eau de mer	47
IV. 3.3.1.6.1	Bâche d'eau de mer	47
IV. 3.3.1.6.2	Pompage eau de mer	47
IV. 3.3.2	Le système de prétraitement chimique	48
IV. 3.3.2.1	Bâche de coagulation	48
IV. 3.3.2.2	Bâche de floculation	48
IV. 3.3.2.3	Décanteur lamellaire	49
IV. 3.3.2.4	Dosage des produits chimiques de prétraitement	49
IV. 3.3.2.5	Bâche d'eau clarifiée	49
IV. 3.3.2.6	Station de pompage intermédiaire	49
IV. 3.3.2.7	Système de filtration sur sable	49
IV. 3.3.2.8	Dosage des produits chimiques du prétraitement	50
IV. 3.3.2.8.1	Système de dosage SMBS (déchloration)	50
IV. 3.3.2.8.2	Système de dosage antitartre (séquestrant)	50
IV. 3.3.2.9	Filtres à cartouches	51

IV. 3.3.3	Système d'osmose inverse	51
IV. 3.3.3.1	Modules de rack.....	52
IV. 3.3.3.2	Dispositif de récupération d'énergie	52
IV. 3.3.3.3	Système de rinçage	53
IV. 3.3.3.4	Système de nettoyage CIP.....	53
IV. 3.3.4	Système de post-traitement	54
IV. 3.3.4.1	Système de reminéralisation.....	54
IV. 3.3.4.1.1	Système de mélange	54
IV. 3.3.4.1.2	Système de dosage des produits chimiques post traitement	54
IV. 3.3.4.2	Système de rejet.....	54
IV. 3.3.4.2.1	Bâche de neutralisation.....	54
IV. 3.3.4.2.2	Pompes de neutralisation	55
IV. 3.3.4.2.3	Bâche de rejet.....	55
IV. 3.3.4.2.4	Systèmes de dosage d'acide et de soude caustique.	55
IV. 3.3.5	Laboratoire de control :.....	55
IV. 3.3.6	Salle de contrôle :	56
IV. 4	Conclusion :	56
V. 1	Introduction :	58
V. 2	Dimensionnement de la station de dessalement :	58
V. 2.1	Dimensionnement de la tour de prise :	58
V. 2.1.1	Le calcul du débit brut :	58
V. 2.1.2	Calcul des sections d'entrée de l'eau de mer :	59
V. 2.1.3	Calcul de la hauteur des barreaux :	59
V. 2.1.4	Calcul du diamètre de la tour de prise :	60
V. 2.1.5	Calcul du périmètre de la tour :	60
V. 2.1.6	Calcul du nombre des barreaux :	60
V. 2.1.7	Le calcul de la section des barreaux :	60
V. 2.1.8	Le calcul de la surface des poteaux :	61
V. 2.2	Dimensionnement de la conduite d'amener	62
V. 2.2.1	Le choix du diamètre de la conduite d'amenée :	62
V. 2.2.2	Calcul des pertes de charge dans la conduite d'amenée :	63
V. 2.3	Bassin de captage :	63
V. 2.3.1	Dimensionnement du bassin de captage :	63

V. 2.3.1.1	Dimensionnement du dégrilleur :	63
V. 2.3.1.1.1	Vérification de la vitesse de passage d'eau pour le débit maximal :	65
V. 2.3.1.2	Dimensionnement du tamis à bande	66
V. 2.3.1.3	Dimensionnement de la station de pompage	66
V. 2.3.1.3.1	Critères de choix du nombre des pompes :	66
V. 2.3.1.3.2	Dimensionnement de la conduite de refoulement :	66
V. 2.3.1.3.3	Calcul de la hauteur manométrique totale HMT :	67
V. 2.3.1.3.4	Le nombre de pompe :	68
V. 2.3.1.3.5	Dimensionnement de la conduite d'aspiration :	69
V. 2.3.1.3.6	Etude de cavitation	69
V. 2.3.1.3.6.1	Calcul de NPSH disponible :	69
V. 2.3.1.3.7	Dimensionnement de la bache d'eau de mer :	70
V. 2.3.1.3.8	Les dimensions du bassin de captage :	71
V. 2.4	Le prétraitement chimique :	71
V. 2.4.1	Dimensionnement du bassin de coagulation :	71
V. 2.4.1.1	Dimensionnement de l'agitateur mécanique :	71
V. 2.4.1.2	3.1.3Vérification dimensionnelle :	72
V. 2.4.1.3	Détermination du débit de la pompe doseuse	72
V. 2.4.2	Dimensionnement du bassin de floculation :	73
V. 2.4.2.1	Détermination du débit de la pompe doseuse	73
V. 2.4.2.2	Calcul du diamètre du système d'agitation	74
V. 2.4.2.2.1	Calcul de la vitesse de rotation	74
V. 2.4.2.2.2	Vérification de la vitesse périphérique (V)	74
V. 2.4.3	Décantation :	75
V. 2.4.3.1	La surface totale projetée	75
V. 2.4.3.2	La longueur du décanteur	75
V. 2.4.3.3	La hauteur du décanteur	75
V. 2.4.4	Dimensionnement de la bache d'eau clarifié	76
V. 2.4.5	Filtre à sable	76
V. 2.4.5.1	Filtres à sable rapide sous pression	76
V. 2.4.5.1.1	La vitesse de filtration :	77
V. 2.4.5.1.2	Dimensionnement du filtre à sable :	77
V. 2.4.5.1.2.1	Calcul de la surface filtrante S :	77

V. 2.4.5.1.2.2	Le nombre des filtres :.....	77
V. 2.4.5.1.2.3	Calcul des pertes de charge initiale dans le filtre à sable :	78
V. 2.4.6	Filtration à cartouches 5 µm.....	79
V. 2.4.6.1	Calcul du nombre de cartouches :	80
V. 2.4.6.2	Calcul du nombre de filtres à cartouches :	80
V. 2.4.7	Dimensionnement du pompage intermédiaire :.....	80
V. 2.4.7.1	Dimensionnement des conduites :	80
V. 2.4.7.2	Les pertes de charge totales :	81
V. 2.4.7.3	Calcul de la hauteur manométrique totale (HMT) :.....	81
V. 2.4.8	Dimensionnement de l'unité de l'osmose :.....	81
V. 2.4.8.1	Présentation du logiciel TORAY DESIGN SYSTEM 2.0 :.....	81
V. 2.4.8.1.1	Paramètre de fonctionnement de logiciel (TORAY)	82
V. 2.4.8.1.1.1	Les étapes de conception :	82
V. 2.4.8.2	Pompe haute-pression :	85
V. 2.4.9	La reminéralisation :	85
V. 2.4.9.1	Dimensionnement du réservoir du lit calcite :	86
V. 2.4.10	Dimensionnement du bassin de stockage :.....	86
V. 3	Analyse des résultats :.....	86
V. 4	Conclusion :.....	87

TABLE DES FIGURES

Figure I- 1: la fraction mondiale de l'eau douce	2
Figure I- 2 : les fractions mondiales de l'eau de surface	2
.....	2
Figure I- 3 :répartition de l'utilisation mondiale de l'eau surface et l'eau souterraine	2
Figure I- 4 : répartition mondiale des précipitations	3
Figure I- 5: Répartition mondiale d de l'indice de stress de l'eau	3
Figure I- 6 : inscription de l'eau comme objectif du développement durable N°6 des nations unies	3
Figure I- 7: répartition de l'utilisation d'eau	5
Figure II- 2 : Les différents procédés de dessalement	14
Figure II- 3: Le principe de la distillation a simple effet	15
Figure II- 4: Le principe de la distillation a effet multiple	16
Figure II- 5: Le principe de thermocompression a 4effet	18
Figure II- 6: Une illustration d'un dessaleur de type MSF	20
Figure II- 7: Principe de l'électrodialyse	21
Figure III- 2: Mise en évidence de l'osmose inverse	28
Figure III- 3: Unité élémentaire d'osmose inverse	29
Figure III- 5: Schéma de principe d'un module tubulaire.	36
Figure III- 7: Modules à fibres creuses.	37
Figure IV- 1: Vue Google MAP sur la station de dessalement de Corso	42
Figure IV- 2 La vanne d'isolement de la bache d'admission	45
Figure IV- 3 : Dégrilleur grossier	46
Figure IV- 4: tamis a bande	47
Figure IV- 5: les pompes d'eau brute	48
Figure IV- 6: Filtre à sable	50
Figure IV- 7: les filtres à cartouche	51
Figure IV- 8: Photo d'une pompe HP	51
Figure IV- 9: Photo des Rack RO	52
Figure V- 1: Tour de captage	59
Figure V- 2: les courbes caractéristiques de la pompe	68
Figure V- 3 : fonctionnement d'une pompe en charge	70
Figure V- 4: les analyse d'eau de mer	82
Figure V- 5: interface du logiciel (caractéristique de la membrane)	83
Figure V- 6: la conception du schéma du système RO	83
Figure V- 7 : les paramètres de fonctionnement a l'interieur du module	84
Figure V- 8 : les résultats détaillées de la simulation	85
Figure V- 9 : la qualité de l'eau après simulation	Error! Bookmark not defined. 86

LISTE DES TABLEAU

Tableau I- 1 : Les stations de dessalement et de déminéralisation des années 60 et 80	7
Tableau I- 2: station de dessalement monoblocs	8
Tableau I- 3: Les stations de dessalement de l'eau de mer en service :	9
Tableau II- 1: La composition saline de l'eau	13
Tableau II- 2: La comparaison des différents procédés d'eau de mer	23
Tableau III- 1: Variation des quantités d'eau produite et de la salinité en fonction des paramètres de fonctionnement	32
Tableau IV 3: La qualité de l'eau du rejet	43
Tableau V- 1: Les dimensions de la tour de prise	61
Tableau V- 2: calcul des paramètres de chaque diamètre	62
Tableau V- 3: Calcul de perte de charge pour une conduite assure 100% du débit	63
Tableau V- 4: les valeurs de β selon le type de barreau	65
Tableau V- 5: les dimensions du dégrilleur	65
Tableau V- 6: les caractéristiques du tamis à bande	66
Tableau V- 7: vitesses et les pertes de charge des diamètres	67
Tableau V- 8: Résultats de calcul de la HMT de la pompe	68
Tableau V- 9: Plage des diamètres de la conduite d'aspiration	69
Tableau V- 10: NPSH disponible	70
Tableau V- 11: dimensions du bassin de coagulation	72
Tableau V- 12: les dimensions du bassin de floculation	73
Tableau V- 13: Caractéristiques de l'impulseur données par le fabricant	74
Tableau V- 14: la méthode de calcul du diamètre du système d'agitation	74
Tableau V- 15: dimension du décanteur	76
Tableau V- 16: Dimensions de la bêche d'eau clarifié	76
Tableau V- 17: les valeurs du nombre de Reynolds de différentes couches	78
Tableau V- 18: calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable	78
Tableau V- 19: les caractéristiques du filtre à sable	79
Tableau V- 20: caractéristiques des cartouches de microfiltration	79
Tableau V- 21: caractéristique du filtre a cartouche	80
Tableau V- 22: perte de charge dans les conduites intermédiaires	81
Tableau V- 23: Les caractéristiques de la pompe	81
Tableau V- 24:caractéristiques de la pompe HP	85
Tableau V- 25:Dimensions du réservoir de reminéralisation	86
Tableau V- 26: dimensions du réservoir de stockage	86
Tableau V- 1 : comparaison entre les installations existantes et dimensionnée de la station	85

Liste des planches

PLANCHE 01 : PLAN DE MASSE DE LA STATION DE DESSALEMENT DE CORSO.

PLANCHE 02 : PLAN DU BASSIN DE CAPTAGE

PLANCHE 03 : PROFIL HYDRAULIQUE (PARTIE 1).

PLANCHE 04 : PRIFIL HYDRAUIQUE (PARTIE 2).

Symbole et abréviation

MES : Matières en suspension

MSF : La distillation Multiflash

MED : La distillation à multiples effets.

VC : La compression mécanique de vapeur.

OI : Osmose inverse

ED : Electrodialyse

AEP : Alimentation en Eau Potable

NTU : Néphélogétrie Turbidité Unit

OI : Osmose Inverse

PH : Potentiel hydrogène

Ppm : partie par million

PX : Echangeur de pression

TDS : Total Dissolved Solid

SWRO : Sea water reverse osmose

HP : haute pression

DN : diamètre Nominal

HMT : hauteur manométrique total

Δh : perte de charge

mec : mètre colonne d'eau

PEHD : Polyéthylène haute densité ;

SDEM : Station De Dessalement D'eau De Mer

NPSH : Net Positive Section Head

AEC : Algerian Energy Campany

Introduction générale

L'eau est source de la vie, son importance est vitale. Depuis la nuit des temps les populations se sont implanté autour des points d'eau, le faible taux de renouvellement de ces ressources (cycles de sécheresses) et l'exploitation excessive du à l'accroissement des agglomérations a provoqué sa rareté et son tarissement par endroit.

L'Algérie n'étant pas en reste de ce problème l'obligent adopté une gestion intégrée de ces ressources et la recherches de solutions alternatives.

Dans notre étude de faisabilité de la station de dessalement de l'eau de mer de CORSO, qui rentre dans le cadre des efforts déployés par les autorités Algériennes pour mobiliser les ressources hydriques non conventionnelles pour sécuriser l'alimentation en eau potable des populations, Nous aborderons plusieurs aspects.

Nous commençons dans le premier chapitre par un aperçu sur les ressources dans notre pays, le stress hydrique dont elle fait face ces dernières années. En mettant en exergue ses efforts dans le domaine du dessalement : son expérience et son engagement tant politique, institutionnel et scientifique.

Pour mieux cerner le domaine du dessalement, nous allons présenter dans le chapitre 2 les différentes techniques de dessalement et leur domaine d'application.

Une description détaillée de l'osmose inverse et son fonctionnement seront abordé dans le chapitre 3 ainsi que les progrès qu'connu cette technique.

Avant d'entamer le cœur de notre étude, est impératif d'aborder la présentation du procédé de la station et le choix de la chaine de traitement. Nous avons cité les rôles des ouvrages et des équipements de la station de dessalement d'eau de mer de Corso.

Dans le chapitre cinq, nous procéderons au dimensionnement les ouvrages et équipements de toutes les étapes du process, du captage d'eau de mer jusqu'à la reminéralisation de eaux douce produite, en passant par le pré traitement et l'unité d'osmose inverse

Cette étude vise à fournir une analyse du dimensionnement de la chaîne du traitement d'eau dans le contexte du dessalement d'eau de mer afin d'étudier la faisabilité de la station d'un point de vue hydraulique.

CHAPITRE I
LES RESSOURCES HYDRIQUES ET LE
DESSALEMENT

I. 1 Introduction :

En 2018, dix pays se partagent 60% de l'eau douce mondiale tandis que 29 pays d'Afrique et du Moyen-Orient sont en pénurie d'eau [1]. L'eau n'est plus une simple ressource, elle se transforme en un bien rare et une source de convoitise. La croissance démographique toujours plus forte (les besoins en eau potable en constante progression), les premières conséquences du réchauffement climatique (diminution de la pluviométrie) et son exploitation abusive et non renouvelable, ont mené à sa raréfaction et son épuisement rapide dans de nombreuses régions d'Afrique, du Moyen-Orient et de l'Australie. Les questions relatives à l'eau, à l'énergie et à l'environnement sont étroitement liées. Cela a incité les décideurs à rechercher des solutions alternatives comme le dessalement pour répondre à la forte demande en eau potable qui est actuellement estimée à 95 millions de mètre cube par jour [2].

Cette technologie a permis de diversifier les sources d'eau disponibles, réduisant ainsi la dépendance des communautés aux ressources en eau douce limitées et vulnérables aux changements environnementaux.

Le dessalement offre une source d'eau fiable et relativement stable, indépendante des conditions météorologiques et des fluctuations saisonnières qui affectent les ressources en eau traditionnelles

L'expansion du dessalement est également soutenue par des avancées technologiques qui ont amélioré l'efficacité des procédés et réduit les coûts associés, rendant cette solution plus viable économiquement.

Le dessalement de l'eau de mer joue un rôle de plus en plus essentiel dans la sécurité hydrique mondiale. Cependant, son développement durable nécessite une approche intégrée qui combine l'innovation technologique, la gestion efficace des ressources et l'engagement envers des pratiques environnementales responsables.

I. 2 Etat des ressources en eau mondiales :

L'eau douce appelé aussi l'or bleu, représente 2,5% de l'eau mondiale (voir figure1), elle répartie : dans les glaciers 60%, les eaux de surface 10% et les eaux souterraines 30% (voir figure2).

L'utilisation des ressources mobilisables représente 70% pour l'agriculture, 22% pour l'industrie et 8% pour les besoins domestiques (voir figure3).

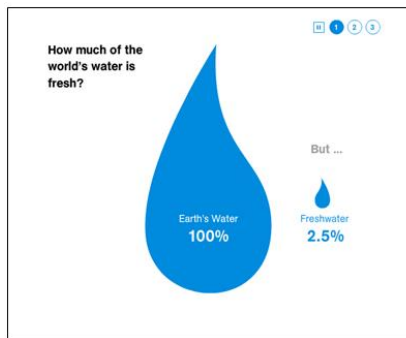
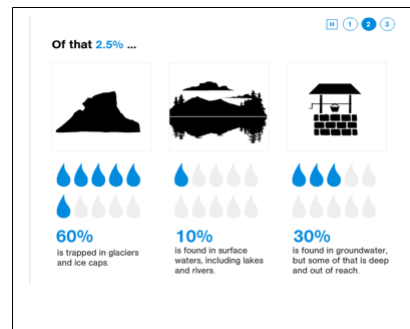
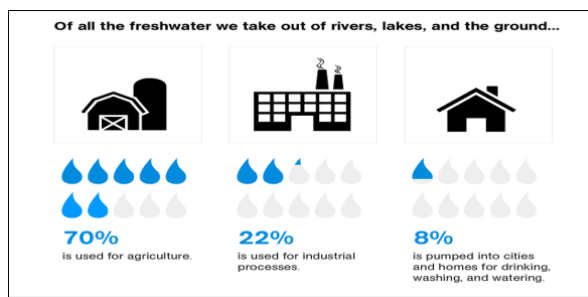


Figure I- 1: la fraction mondiale de l'eau douce



[2]

Figure I- 2 : les fractions mondiales de l'eau de surface



[3]

Figure I- 3 : répartition de l'utilisation mondiale de l'eau surface et l'eau souterraine

La baisse des précipitations et l'augmentation de la demande a incité les spécialistes à se pencher sur l'étude de ce problème en dressant un état de la répartition des précipitations (voir figure 4), de mettre au point un indice WSI (water stress indice) pour mesurer le stress hydrique, cet est le rapport de l'utilisation de l'eau par rapport à celle disponible. La figure 5 montre la répartition mondiale de l'indice ces spécialistes pour en rechercher les alternatives et changer les modes d'utilisation. Les nations unies se sont penchés sur ce problème et ont inscrit l'eau comme Objectif N°6 des Objectifs du développement durable il mentionne : « garantir l'accès de tous à l'eau, l'assainissement et assurer une gestion durable des ressources en eau » (voir figure 6).

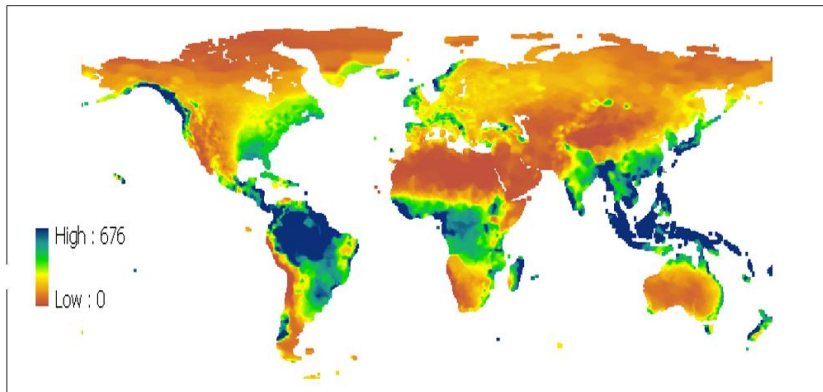
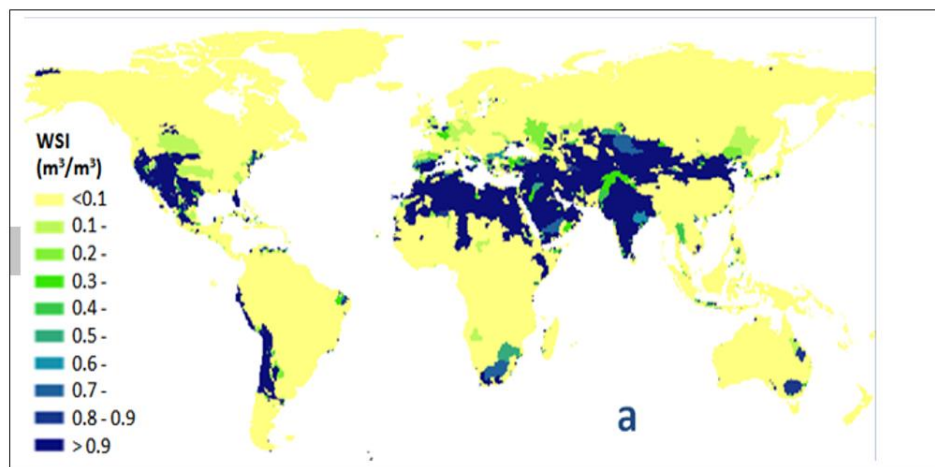


Figure I- 4 : répartition mondiale des précipitations



[4]

Figure I- 5: Répartition mondiale d de l'indice de stress de l'eau



[6]

Figure I- 6 : inscription de l'eau comme objectif du développement durable N°6 des nations unies

I. 3 Statut des ressources en eau en Algérie :

Le statut des ressources en Algérie est confronté à plusieurs déficits.

I. 3.1 Stress hydrique :

Accès durable aux ressources en eau est une préoccupation majeure de l'Algérie. Comme tous les pays du Sud et Est de la méditerranée, l'Algérie est frappée par le stress hydrique.

Ce stress s'explique par :

- Retard accumulé dans les décennies 1980 et 1990 pour ajuster l'offre à la demande.
- Contraintes physiques liées au relief et la morphologie du pays
- Baisse de pluviométrie depuis trois décennies (pic de sécheresse 2001-2002)
- Désertification des sols qui accentue l'évapotranspiration et la menace de sécheresse

Croissance de la demande en eau (multipliée par 4 en 40 ans) [7].

I. 3.2 Etat des ressources en eau :

Le ratio des ressources en eau par habitant et par an selon un état des lieux du secteur de l'eau établi par l'IPMED, a connu une régression comme suit :

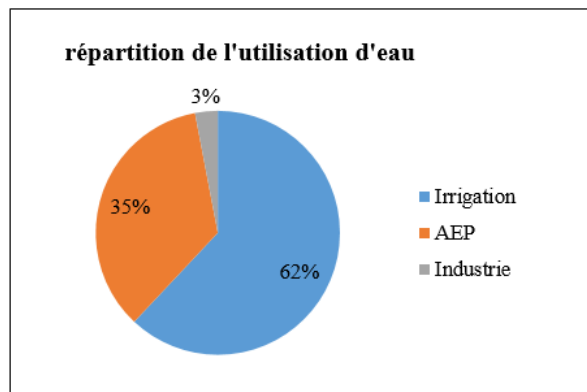
- 1500 m³/hab/an en 1962
- 720 m³/hab/an en 1990
- 630 m³/hab/an en 1998
- 500 m³/hab/an en 2013

Les ressources en eau mobilisables en moyenne sont estimées à 17,2 milliards de m³/an répartis comme suit :

- 12 milliards de m³/an dans le nord
 - 10 milliards de m³/an (ressources superficielles).
 - 2 milliards de m³/an (ressources souterraines).
- 5,2 milliards de m³/an dans les régions sahariennes.
 - 0,2 milliard de m³/an (ressources superficielles).
 - 5 milliards de m³/an (ressources souterraines). [8]

I. 3.3 Répartition des ressources selon les utilisateurs :

La répartition des ressources selon les utilisateurs est comme suit :



[9]

Figure I- 7: répartition de l'utilisation d'eau :

I. 3.4 Le développement du secteur de l'eau en Algérie :

Pour faire face au défi des ressources l'Algérie depuis les années 2000 a adopté une politique de développement qui s'articule sur deux axes :

- Développer les infrastructures hydrauliques (barrages, transferts inter-barrages, les grands transferts stations de dessalement d'eau de mer, stations de déminéralisation des eaux saumâtres, stations d'épurations) pour mobiliser les ressources conventionnelles et non conventionnelles.
- La réforme institutionnelle du secteur de l'eau qui vise à promouvoir une meilleure gestion des ressources (création d'un ministère dédié à l'eau, passage de la gestion sectorielle à une gestion intégrée...).

Malgré la réalisation de nouveaux barrages et les transferts, la baisse de la pluviométrie a réduit considérablement la mobilisation des ressources, réduisant ainsi le ratio de mobilisation en 2020 à 430 m³/h/an. De plus avec les effets du réchauffement climatique, les spécialistes prévoient une diminution de la pluviométrie de 20%. [10]

Face à cette situation de stress l'Algérie n'étant pas en reste du monde, elle s'est orientée vers le dessalement comme objectif stratégique national pour améliorer la mobilisation des ressources en eau et d'en satisfaire les besoins.

I. 4 L'état du dessalement dans le monde :

Il existe plus de 15 000 unités de dessalement dans le monde produisent environ 56 millions de m³/j, dans 120 pays. 60,6% de l'eau traitée dans ces usines est de l'eau de mer, 22,8% est saumâtre et le pourcentage restant correspond aux eaux superficielles et résiduelles. Les pays du Moyen-Orient, et principalement ceux du Golfe Persique, atteignent 12 millions de m³/j : l'Arabie Saoudite dispose de 23,6% du total mondial, suivi par les Etats Unis avec 16,7%, les

Émirats Arabes Unis avec 16,3% et le Koweït, 6,4%. Au niveau du nombre des installations, le premier poste revient aux États-Unis (il s'agit de petites installations) et le deuxième à l'Arabie Saoudite. L'Espagne occupa la cinquième place en termes d'installations, la quatrième en termes de dessalement d'eau de mer et deuxième en dessalement par osmose inverse. La répartition de la capacité de production en fonction des procédés utilisés est comme suit : 42,9% avec Evaporateur à flash multiple (Multi Stage Flash : MSF) et 38,9% avec l'Osmose Inverse (l'OI). Le pourcentage restant s'applique aux autres technologies : Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation : MED), L'Electrodialyse (ED) et Compression de Vapeurs (CV). 57,5% des usines de plus de 400 m³/j utilisent la MSF tandis que 27,6% utilisent l'OI.

La capacité totale mondiale des usines de dessalement en 2012 a dépassé 80 millions m³ par jour, assez pour alimenter environ 200 millions de personnes avec de l'eau douce. [10]

La Méditerranée représente environ un quart du dessalement mondial, les experts estiment que Vers 2030, la région pourrait approcher le chiffre de 30 à 40 millions de m³/j). [11]

I. 5 Le dessalement en Algérie :

Le dessalement d'eau de mer est devenu un secteur de stratégie et de priorité nationale, cette importance inscrit dans le lancement d'un vaste programme de réalisation de grandes stations de dessalement, l'ouverture de la filière dessalement dans les universités, les écoles nationales supérieures et les instituts et l'incitation des entreprises algériennes à s'orienter vers le dessalement.

I. 5.1 L'expérience algérienne dans le dessalement et la déminéralisation des eaux :

L'expérience algérienne en matière de dessalement des eaux est étroitement liée au développement de l'industrie pétrolière et sidérurgique. La première expérience en vue d'un usage exclusivement dédié à l'alimentation de la population en eau potable, est l'unité de déminéralisation d'Ouled Djellal dans la wilaya de Biskra (sud est algérien). Dans l'industrie, la déminéralisation et le dessalement sont utilisés pour assurer la fourniture de l'eau de chaudière, de refroidissement, de traitement. En 1964, trois petits blocs de 8 m³/h chacun ont été installés au complexe Gaz liquéfié d'Arzew (ville côtière à l'ouest du pays). Le procédé utilisé est « à tubes submergés » travaillant à basse pression. Et en 1969, une autre installation a vu le jour à Arzew avec une capacité de production de 4560 m³/j. Le procédé utilisé est MSF.

Dés lors de nombreuses installations de dessalement et de déminéralisation ont été mises en place en parallèle avec les nouveaux complexes. D'autres installations ont été mises en exploitation pour les besoins en eau de haute pureté nécessaire à l'activité des complexes de production d'électricité (Cap Djanet à l'est d'Alger) et l'industrie de liquéfaction (Arzew et Skikda). Egalement quelques installations sont destinées, principalement dans le Sud, à fournir de l'eau de qualité pour la consommation humaine dans les bases pétrolières. [12]

Les stations de dessalement et de déminéralisation des années 60 et 80 sont regroupés dans le tableau :

Tableau I- 1 : Les stations de dessalement et de déminéralisation des années 60 et 80

Site	Nombre d'unités	Débit (m ³ /j)	Méthode	Année de mise en service
Skikda	1	1440	Flash	1971
Skikda	2	720	Flash	1971
Skikda	1	1440	échangeur d'ions	1971
Annaba	2	960	Echangeurs d'ions	1971
Annaba	2	3600	Echangeurs d'ions	1973
Ghazaouete	1	840	Echangeurs d'ions	1974
Arzew	6	3880	Electrodialyse	1975
Arzew	1	960	Echangeurs d'ions	1975
Hassi Messaoud	6	1000	Electrodialyse	1975
Hassi Messaoud	2	110	Electrodialyse	1976
Hassi Touil	1	55	Electrodialyse	1977
Arzew	1	350	Thermo compression	1978
Annaba	3	14180	Multiflash	1978
Hassi Messoud	2	350	Electrodialyse	1978
Bel Abbas	1	1500	Echangeurs d'ions	1978
Haoud Bercaoui	1	55	Electrodialyse	1979
Hassi Messoud	2	300	Electrodialyse	1979
Rhoud el Baguel	1	25	Electrodialyse	1979
Arzew	1	960	Multiflash 5 étages	1979
Annaba	2	144	Echangeurs d'ions	1979
Annaba	2	576	Echangeurs d'ions	1979
Hassi Rmel	3	792	osmose inverse	1979
Ghardaia	1	960	osmose inverse	1980
Arzew	1	960	Multi flash 5 étages	1980
Mostaganem	1	576100	osmose inverse	1980
Rhourd el Baguel	2	300	Electrodialyse	1981
Biskra	1	864	osmose inverse	1981
Annaba	1	1800	Echangeurs d'ions	1981
Reghaia	1	160	Echangeurs d'ions	1982

[13]

Huit (8) stations monoblocs de dessalement d'eau de mer (voir tableau I- 2) ont été réalisées, dans le cadre d'un marché signé avec deux entreprises : LINDE-KCA (Allemagne) et HydroTraitement (Algérie). [13]

Tableau I- 3: station de dessalement monoblocs

Désignation	wilaya	Capacité optimale m ³ /j
Ain benian 1	Alger	2500
Ain benian 2	Alger	2500
Bou smail	Tipaza	5000
Palm Beach	Alger	2500
Zeralda 1	Alger	2500
Zeralda 2	Alger	2500
Ghazaouete 1	Tlemcen	2500
Ghazaouete 2	Tlemcen	2500

I. 5.2 Les stations de dessalement de l'eau de mer en service en Algérie :

La capacité de dessalement de l'eau de mer en Algérie est estimée en moyenne à 1,5 million m³/ j. Selon Algerian Energy Company AEC, le nombre d'usines de dessalement en 2024 est de l'ordre de 19 grandes stations, Algérie disposera d'une capacité de production d'eau de mer dessalée de 3,6 millions de m³ par jour à partir de décembre 2024, ce qui lui permettra de produire 1,3 milliards de m³ par an. D'ici 2030, et avec la mise en service de six (06) autres stations de dessalement dont les travaux de réalisation seront lancés en 2025, le taux d'eau potable issu du dessalement atteindra 60% des besoins nationaux. [13]

Tableau I- 4: Les stations de dessalement de l'eau de mer en service :

Station	Wilaya	Capacité théorique
Zéralda	Alger	10 000
Tigzirt	Tizi Ouzou	2 500
Ténès	Chlef	200 000
Staoueli	Alger	7 500
Souk Tleta	Tlemcen	200 000
Skikda	Skikda	100 000
Mostaganem	Mostaganem	200 000
Mersa el Hadjad)	Oran	500 000
Bénisaf	Ain Témouchent	200 000
Arzew (Kahrama)	Oran	88 880
Aïn El Turk	Oran	5 000
Ain benian	Alger	10 000
Honaïne	Tlemcen	200 000
El Marsa	Alger	60 000
Douaouda	Tipaza	120 000
El Hamma	Alger	200 000
Cap Djinet	Boumerdes	100 000
Corso	Boumerdes	80 000
Bousier	Oran	5 500
Bordj El Kiffan	Alger	10 000
Bousma'il	Tipaza	10 00

I. 6 Conclusion :

Le Stress hydrique accentué par les effets du changement climatique (baisse de la pluviométrie) caractérise de nombreuses régions du monde dont l’Afrique, le Moyen Orient et l’Australie. Ces régions se sont orientées vers le dessalement comme solution alternative, fiable et stable. Cet intérêt mondial au dessalement a induit son développement, avec très grand essor tant que politique et techniques. Algérie n’est pas en reste de ce développement, en faisant du dessalement un secteur stratégique de priorité nationale. Dès le pic de sécheresse de 2001-2002, les autorités algériennes ont lancé un vaste programme d’installation d’usines de dessalement d’eau de mer. Ce programme est en évolution constante et vise à atteindre un taux de satisfaction des besoins en eau potable de 60%. L’engagement de l’Algérie dans ce domaine se traduit par l’orientation vers ce dernier, du secteur de la recherche et de l’enseignement supérieur, le secteur de la formation professionnelle et de nombreuses entreprises algériennes.

CHAPITRE II
LES TECHNIQUES DE DESSALEMENT

II. 1 Introduction :

Le dessalement de l'eau est devenu essentiel à l'échelle mondiale pour répondre à la demande croissante en eau potable, notamment dans les régions arides et semi-arides confrontées à des pénuries d'eau. Cette technologie permet de convertir l'eau de mer ou saumâtre en eau douce utilisable à grande échelle. Les principaux procédés de dessalement incluent la distillation thermique, les techniques de membrane comme l'osmose inverse et ceux agissant sur les liaisons chimiques comme l'échangeur d'ions. Chacune de ces méthodes présente des caractéristiques techniques spécifiques qui les rendent adaptées à différentes situations géographiques et environnementales. Comprendre leur fonctionnement est crucial pour évaluer leur efficacité et leur applicabilité dans la gestion durable des ressources en eau à travers le monde.

II. 2 Caractérisation de l'eau de mer :

Il existe trois caractéristiques majeures des eaux de mer. Le pH, dont la moyenne varie entre 7,5 et 8,4. La salinité, mesurant la masse de sel présent dans l'eau de mer, avec une moyenne de 35 g/L^{-1} . Enfin, la composition et proportion des sels dissous. La salinité varie selon la position géographique en raison de nombreux facteurs. Ceux qui affectent le plus sont la variation des courants maritimes, l'ouverture des mers vers les océans et les apports terrestres.

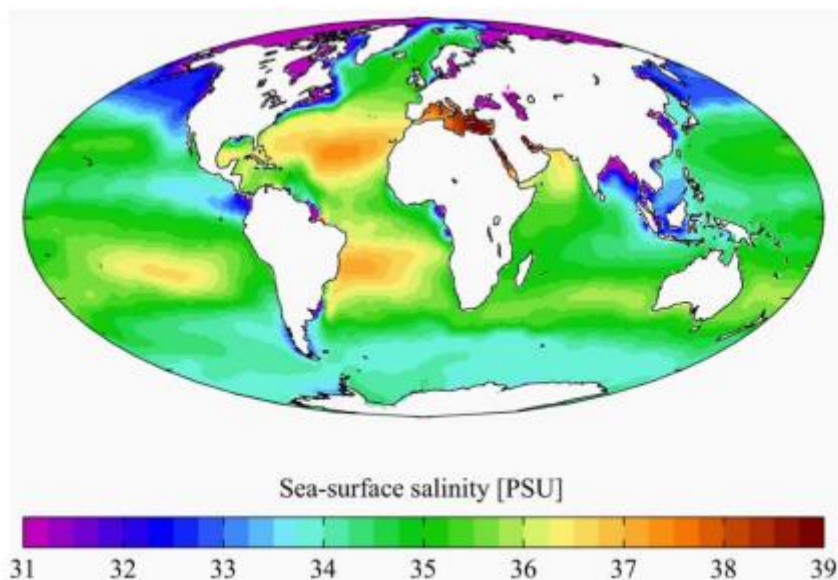


Figure II- 1: Répartition de la salinité du globe [14]

Cette carte permet de constater que les régions polaires ont une salinité inférieure se démarquant de la moyenne. Cette baisse s'explique par la fonte des glaces, créant un volume élevé d'eau douce à l'origine d'un phénomène de dilution du sel. Les mers sans interface

directe avec l'océan (mer Noire, mer Caspienne) ont des apports en sels faibles. Elles bénéficient également de d'apports en eau douce par le biais de fleuves majeurs (Danube, Dniepr, Volga, Oural). En conséquence, leur salinité est plus faible. En revanche, les mers fermées caractérisées par une interface mer-océan ont une forte salinité. Par exemple, la mer Méditerranée. Plusieurs facteurs expliquent ce phénomène. Sa faible ouverture sur l'océan est la raison d'un renouvellement de l'eau très lent. Il faut 90 ans à la mer Méditerranée pour que son renouvellement soit total, contre seulement 30 ans pour la mer Baltique [14]. L'eau se propage dans l'atmosphère par évaporation, mais le sel persiste dans la mer. L'évaporation est trois fois plus importante que les apports en eau douce des fleuves et des précipitations. Les phénomènes en cause sont le climat aride et l'effet des vents, spécifiquement forts et nombreux dans cette région [15]. Ainsi, cette forte évaporation couplée au faible renouvellement de l'eau engendre une accumulation du sel dans la mer. À ceci s'ajoutent les effets du réchauffement climatique qui intensifient l'évaporation, accélérant ce processus d'augmentation de la salinité. La construction de nombreux barrages fluviaux au cours du 20^e siècle contribua à un amenuisement de l'apport d'eau douce en Méditerranée. Par exemple, le haut barrage d'Assouan sur le Nil. [16]

La composition saline de l'eau a été établie en 1884 par le chimiste allemand William Dittmar. Il démontrera une loi spécifique à l'eau de mer. La proportion relative de ses constituants est constante, et donc indépendante de la salinité de l'eau. Cette propriété permet de considérer l'eau de mer comme une solution d'eau pure mêlée à onze constituants principaux, dont les proportions sont représentées dans le tableau :

Tableau II- 1: La composition saline de l'eau

Constituant chimique	Concentration g/KG d'eau de mer
Calcium (Ca)	0.419
Magnésium(Mg)	1.304
Sodium(Na)	10.710
Potassium(K)	0.39
Bicarbonate (HCO ₃)	0.146
sulfate(SO ₄)	2.69
chlore(Cl)	19.35
Brome (Br)	0.07
Total	35.079

II. 3 Procèdes de dessalement :

Classification des différents procédés de dessalement :

Le classement des méthodes de dessalement ce fait selon les procédés utilisés, soient :

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

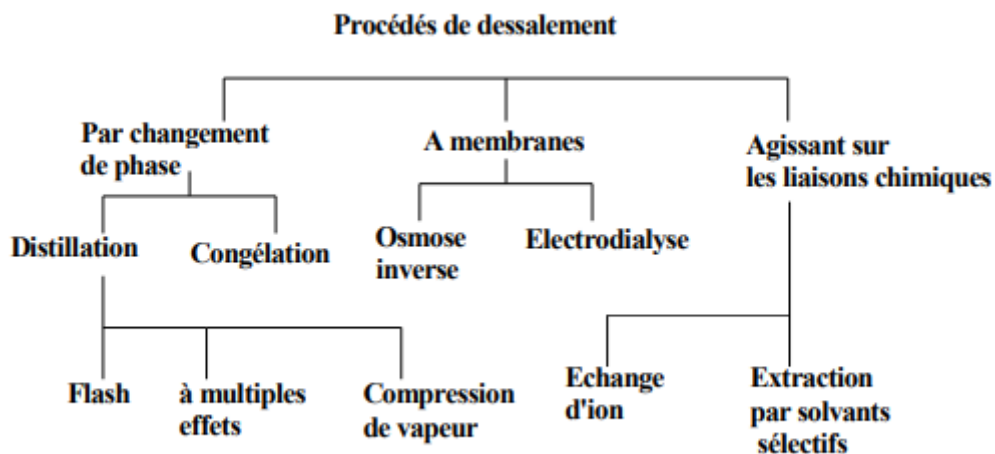


Figure II- 2 : Les différents procédés de dessalement

II. 3.1 Procédés thermique :

Les procédés thermiques jouent sur la température du fluide.

II. 3.1.1 La distillation :

La condensation de la vapeur d'eau pure émise à partir d'une eau de mer chauffée permet d'obtenir une eau douce Ce principe de dessalement très simple est utilisé depuis longtemps.

II. 3.1.1.1 Distillation à simple effet :

Son principe est simple : l'eau de mer est portée à ébullition dans une enceinte fermée contenant un serpentin de réchauffage. La vapeur produite se condense au contact d'un

deuxième serpentin alimenté par l'eau de mer froide. Un éjecteur (ou une pompe) évacue les gaz incondensables. L'eau condensée ainsi que l'eau des saumures sont soutiré grâce à des pompes.

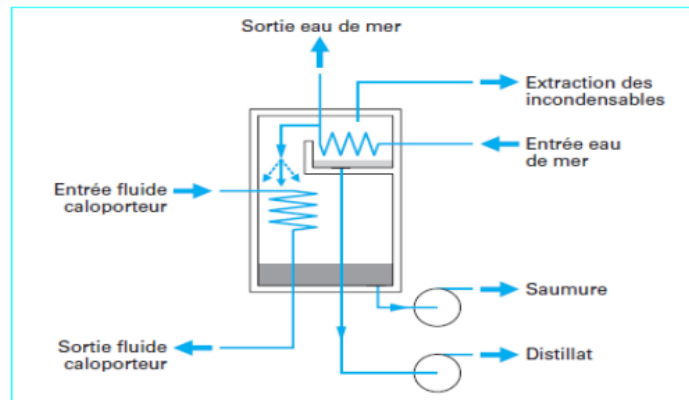


Figure II- 3: Le principe de la distillation a simple effet [17]

II. 3.1.1.2 Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED) :

Une installation de distillation à effet multiple est constituée par la juxtaposition de n cellules fonctionnant selon le principe de l'effet simple (Figure II- 4). Le fluide de réchauffage porte à l'ébullition l'eau de mer admise dans la première cellule, qui est aussi la cellule où règne la température la plus haute et donc la pression est la plus élevée. La vapeur émise par l'ébullition de l'eau de mer est transférée dans la cellule voisine où le condenseur maintient une pression légèrement inférieure. La température d'ébullition diminuant avec la pression, on vaporise une fraction de l'eau de mer présente dans la deuxième cellule. C'est le deuxième effet. On peut évidemment répéter l'opération plusieurs fois, la limite basse étant donnée par la température de l'eau de mer froide. Pour évaluer la consommation thermique de ce procédé, on supposera que n étant le nombre d'effets et D la production d'eau douce des n cellules, la production de chaque cellule est égale à D/n . Par ailleurs, on négligera les pertes thermiques. Dans ces conditions et en reprenant les symboles de la distillation à simple effet, la consommation d'énergie de la distillation à effet multiple est réduite à :

$$Q = k \times D \times C_p \times \Delta t + \frac{Dr}{n} \quad (1)$$

$$Y = \frac{Q}{D} = k \times C_p \times \Delta t + \frac{r}{n} \quad (2)$$

Cette équation montre que la consommation d'énergie est approximativement celle de la distillation simple, divisée par le nombre d'effets. En d'autres termes, le GOR – rapport de la masse d'eau douce sur celle de la vapeur – est presque égal au nombre d'effets.

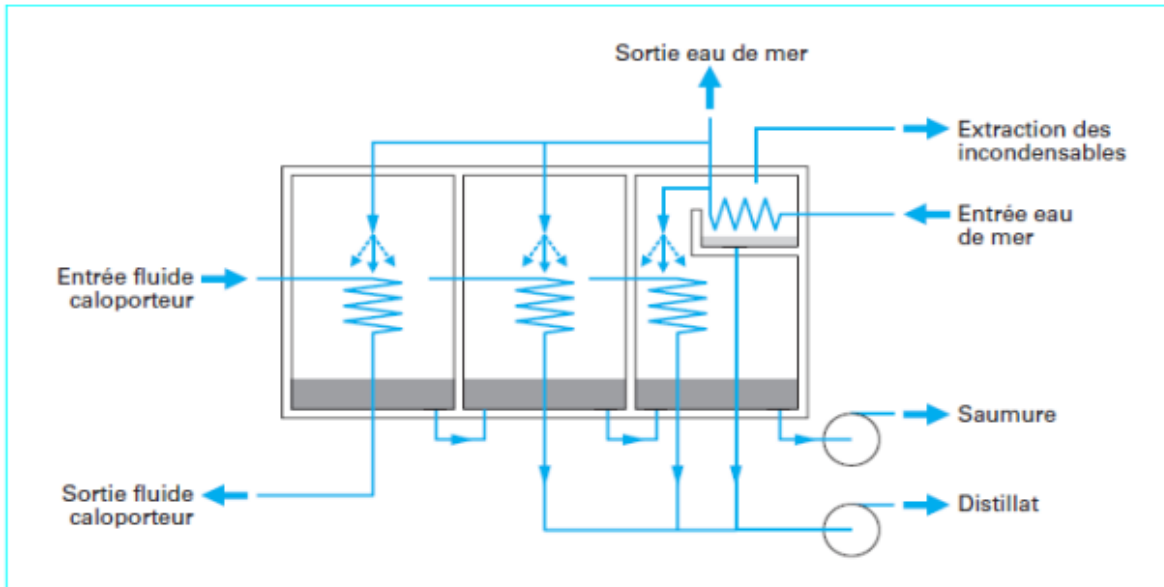


Figure II- 5: Le principe de la distillation a effet multiple [17]

II. 3.1.1.2.1 Choix du nombre d'effets :

Augmentation du coût d'investissement selon le nombre des effets :

Pour limiter au mieux l'entartrage en n'utilisant qu'un traitement antitartre simple, les constructeurs fixent la température maximale de ce procédé entre 60 et 66, Par ailleurs si l'on se trouve au Moyen-Orient où la température de l'eau de mer atteint 30 à 35 °C, l'échelle de fonctionnement de l'unité de distillation sera donc de 30 °C dans cette région. Si n est le nombre d'effets, on disposera d'un $\Delta t_1 = 30/n$ par effet. Mais si on double le nombre d'effets:

$$\Delta T_2 = \frac{\Delta t_1}{2} \quad (3)$$

Or, les échanges thermiques suivent une loi de la forme :

$$Q = KS \Delta t \quad \text{Avec}$$

K : coefficient de transfert,

S : surface de transfert,

Δt : écart de température entre la paroi froide et la paroi chaude.

Pour les maintenir au même niveau, on voit que la surface des échangeurs correspondant à Δt_2 sera le double de celle correspondant à Δt_1 (sans tenir compte de K qui varie aussi en fonction de Δt). Il en est de même pour les parois des chambres. Le coût d'investissement augmentera donc plus vite que n .

II. 3.1.1.2.2 Technologie de l'échangeur de chaleur :

Pour réchauffer l'eau de mer à l'intérieur de chaque cellule, on dispose de plusieurs méthodes.

- Échangeur immergé La méthode la plus ancienne consistait à immerger l'échangeur de chaleur dans l'eau de mer. Bien que simple, cette disposition conduit à une réduction du transfert de chaleur qui diminue progressivement avec la hauteur de liquide (augmentation de la pression, donc de la température d'ébullition). De ce fait, cette méthode n'est plus utilisée sauf pour les petites installations telles que les bouilleurs du type « marine ».
- Échangeur à tubes verticaux Dans cette configuration, l'eau de mer coule à l'intérieur des tubes tandis que la vapeur est admise à l'extérieur. L'eau de mer est récupérée à la base du faisceau de tubes, puis transférée par pompe à la partie supérieure du faisceau de la cellule suivante. Cette méthode a l'inconvénient d'imposer un pompage à l'aplomb de chaque cellule et d'augmenter la consommation d'énergie électrique.
- Échangeur à tubes horizontaux Dans cette configuration, l'eau de mer est pulvérisée sur le faisceau de tubes placé à l'horizontale. Il en résulte un excellent coefficient de transfert de chaleur, d'autant plus que les gaz incondensables sont rapidement libérés et extraits dans la partie supérieure. Par ailleurs, cette méthode produit une vaporisation douce : les entraînements de sels sont moins importants que dans le procédé par détente. On peut même obtenir une eau condensée très pure (jusqu'à 1 mg/L de sels) à l'aide de dispositifs spéciaux (filtres à gouttelettes) installés au-dessus de la zone de vaporisation. C'est la configuration retenue pour les grandes installations.

II. 3.1.1.2.3 Avantages du multiple effet :

- fonctionnement souple (15 à 100% du régime nominal).
- Produire une eau potable (inférieure à 30 ppm).
- Consommation énergétique indépendante de la salinité.
- Démarrage rapide et faibles températures de fonctionnement.
- Faible cout d'exploitation.

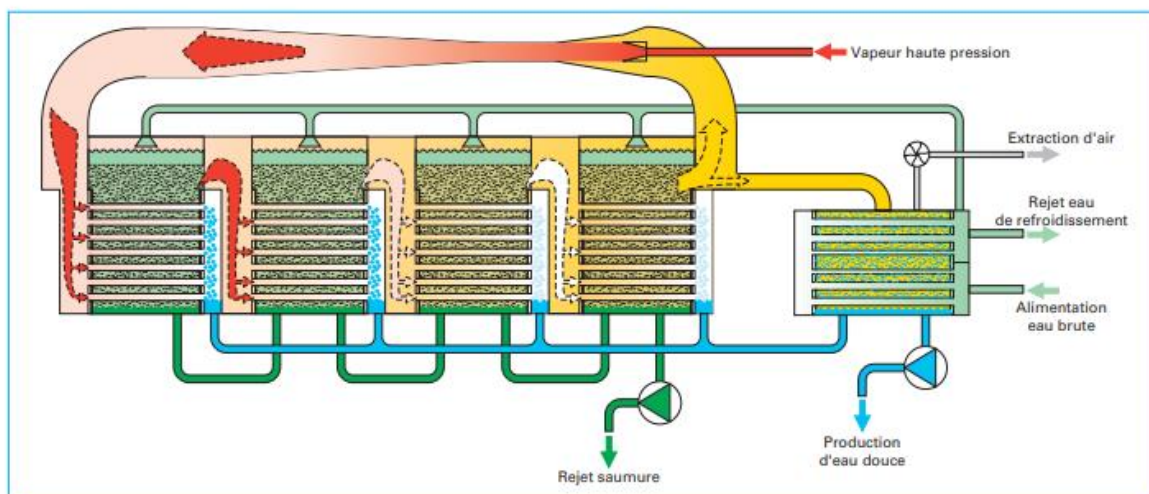
II. 3.1.1.2.4 Inconvénients du multiple effet :

- Durée de projet très lente.
- Dépendance à l'énergie thermique disponible.

- Rendement faible (30 à 40%).
- Encombrement.
- Présente des problèmes d'encrassement.

II. 3.1.1.3 Compression mécanique de vapeur :

On constate que l'enthalpie de la vapeur émise dans une cellule de distillation est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant.



[18]

Figure II- 6: Le principe de thermocompression a 4effet

II. 3.1.1.3.1 Domaine d'application :

Ce procédé fonctionne uniquement avec de l'énergie électrique. Cependant, on peut lui associer un échangeur thermique pour récupérer d'éventuelles calories « basses températures » disponibles sur le site. On réchauffera ainsi à peu de frais l'eau de mer avant son admission dans l'évaporateur. En ce qui concerne l'entretien électromécanique, on notera l'importance du compresseur de vapeur. La puissance nominale de cet appareil est déjà de l'ordre de 300 kW pour une unité capable de produire 600 m³/j. On comprend que ce procédé soit limité aux petites unités dans une fourchette de 100 à 1 000 m³/j. On retiendra également que les meilleurs rendements sont obtenus au-dessus de 200 m³/j. Le marché visé est celui des « petites communautés » telles que centres de vacances, îles, plates-formes offshore, et aussi certaines applications industrielles.

II. 3.1.1.4 Thermocompression :

Dans ce cas, la vapeur produite par la cellule la plus froide est comprimée par un éjecteur à vapeur. Plus la pression de la vapeur motrice est élevée, plus l'enthalpie du mélange sortant est importante. En première approximation, on considérera que la transformation est isentropique et que l'enthalpie du mélange sortant est égale à la moyenne proportionnelle des enthalpies entrantes. Pour évaluer l'avantage de ce procédé, examinons le cas d'une unité comprenant quatre effets (figure 4). L'éjecteur introduit la vapeur dans la cellule la plus chaude. Elle se condense à l'intérieur du faisceau de tubes, du fait du ruissellement d'eau de mer froide à l'extérieur. La condensation dégage la chaleur nécessaire à l'évaporation d'une partie de l'eau de mer. La vapeur émise est transférée dans la deuxième cellule où elle se condense à son tour tout en évaporant un deuxième volume d'eau de mer. Le phénomène se reproduit dans la troisième et la quatrième cellule. À la sortie de la dernière cellule, une partie de la vapeur est condensée pour servir d'appoint à la chaudière. Le complément est recyclé après compression par l'éjecteur. Le bilan massique simplifié est le suivant : 2 kg de vapeur sortant de l'éjecteur sont introduits dans le premier effet ; aux pertes près, elles produisent 2 kg de vapeur et 2 kg d'eau douce et ainsi de suite jusqu'au quatrième effet. À ce niveau, on récupère 1 kg de vapeur pour la recompression, le kilogramme restant est condensé. [18]

II. 3.1.1.4.1 Avantages de la compression de vapeur :

- Economie de la consommation énergétique et de la surface de transfert.
- Faible salinité de l'eau distillée (environ 20 ppm).
- Faible consommation énergétique et réduction notable de la surface d'échange lorsque on l'intègre aux multiples effets.

II. 3.1.1.4.2 Inconvénients de la compression de vapeur :

- Adaptée à la faible production.
- Coûts d'exploitation élevés.
- Absence de contrôle de la qualité de l'eau.

II. 3.1.1.5 Distillation multi flash (multi stage flash) « MSF »:

Le procédé Flash est relativement ancien, la première unité est installée en 1928 en URSS mais a connu un essor notamment dans les pays du Golfe à partir des années 1960 par l'installation d'une unité de 4500 m³ au Koweït en 1957. Ce procédé était développé à la suite des difficultés rencontrées dans la distillation à multiples effets par l'entartrage des surfaces d'échange d'ions.

L'évaporateur à flash multiple (MSF) est composé de N cellules allongées configurées en deux passes. Chaque passe comprend N/2 cellules où le processus principal est le flash, qui consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée de chauffage, elle est introduite dans une enceinte où règne une pression réduite, il en résulte une vaporisation instantanée par détente, cette vapeur va se condenser, le phénomène se reproduit ensuite dans un deuxième étage où règne une pression plus faible ; la vaporisation de l'eau est réalisée par

détentes successives de températures excessives jusqu'à T_{max} et de pressions de plus en plus réduites. On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle. [18]

Un ensemble de pompes qui sont utilisées pour transporter les différents liquides à l'intérieur de l'installation. De plus, il y a des équipements auxiliaires destinés à l'injection de différents produits chimiques, notamment des agents anti-tarte et anti-mousse. Le processus de dessalement implique la vaporisation des liquides en fournissant de la chaleur sous forme d'énergie. Dans les techniques de distillation modernes, la plage de température de travail se situe généralement entre 85°C et 95°C . Le résultat de ce processus est de l'eau douce dont la salinité est réduite à moins de 100 mg/l . [19]

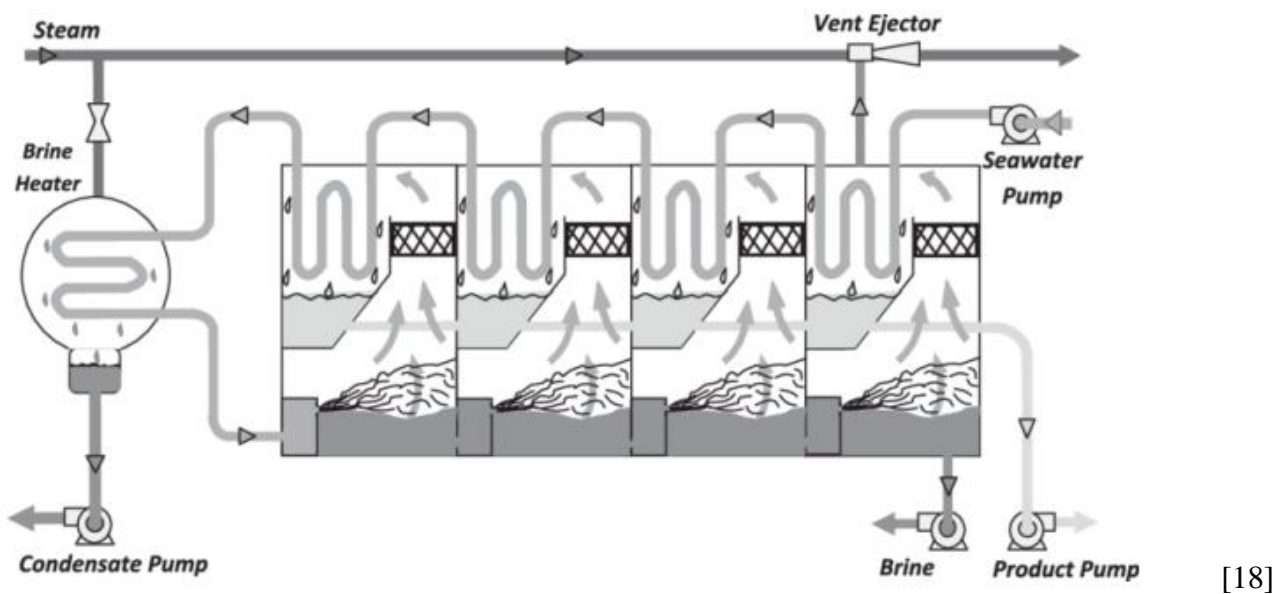


Figure II- 7: Une illustration d'un dessaleur de type MSF

II. 3.1.1.5.1 Avantages du multi flash :

- Adaptabilité à la salinité de l'eau d'alimentation.
- Production d'une eau pure (moins de 30 ppm).

II. 3.1.1.5.2 Inconvénients du multi flash :

- Faible rendement de production.
- Coûts d'exploitation et d'investissement élevés.
- Exigences élevées en termes de construction.
- Faible flexibilité en cas de changement des débits d'eau.

II. 3.1.2 La Congélation :

Lors de la congélation les cristaux de glace formés sont constitués d'eau pure, les polluants restent liquides. Ce principe ne nécessite aucun ajout de réactif chimique

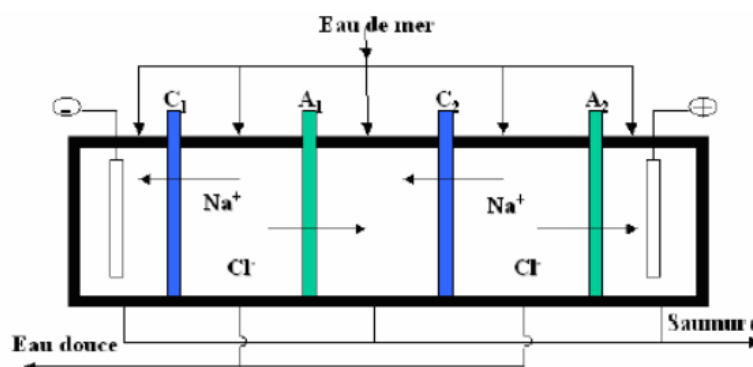
II. 3.2 Les procédés membranaires :

Les procédés membranaires sont :

II. 3.2.1 Électrodialyse :

L'électrodialyse est un procédé électrochimique très ancien qui permet d'extraire les ions contenus dans une solution. L'extraction se fait par migration des ions à travers des membranes sélectives (anioniques ou cationiques) sous l'action d'un champ électrique. Ainsi seuls les anions peuvent traverser une membrane anionique et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique

L'électrodialyse est généralement appliquée dans le dessalement des eaux saumâtres. En effet, il peut obtenir de divers effets de dessalement, Cependant, dans le cas du dessalement profond, le problème d'entartrage hérite le jeu, est relié à la précipitation des sédiments de CaCO_3 , de CaSO_4 et de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ sur la surface des membranes. [18]



[18]

Figure II- 8: Principe de l'électrodialyse

II. 3.2.1.1 Avantage de l'électrodialyse :

- Adaptabilité aux différentes sources d'énergie.
- Taux de conversion élevé jusqu'à 80 %.
- Occupe peu d'espace et nécessite peu de matériaux.

II. 3.2.1.2 Inconvénients de l'électrodialyse :

- Adapté aux eaux saumâtres avec une concentration moyenne d'environ 3000 ppm.
- Exige un prétraitement minutieux de l'eau d'alimentation.
- Possède une capacité de production limitée.

II. 3.2.2 Osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau et des sels dissous au moyen des membranes semi-perméables sous l'action de la pression. Ce procédé fonctionne à la température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes polymères utilisées laissent passer les molécules d'eau et ne laissent pas passer les particules, les sels dissous, les molécules organiques de 10-7 mm de taille. L'énergie requise par l'osmose inverse est uniquement celle électrique consommée principalement par les pompes à haute pression. La teneur en sels de l'eau osmosée est de l'ordre de 0,5 g/l.

II. 3.3 Les procédés chimiques :

Les procédés chimiques sont ceux qui interviennent sur la composition chimique et sont :

II. 3.3.1 L'échange d'ions :

L'échange d'ions est un procédé utilisé dans le but de la déminéralisation ; il consiste à éliminer les sels ; par la mise en contact d'une solution saline avec une substance insoluble appelée : échangeur d'ions, c'est des résines dont la plupart utilisées de nos jours sont des matières synthétiques produites à partir d'un polymère : des chaînes de polystyrène reliées entre elles, se présentant sous forme de granulés de 0,3-0,6 mm ou sous forme de sphères irrégulières. La résine comporte dans sa structure des radicaux susceptibles d'attirer un ion positif ou négatif de la solution saline et rejette un autre de même signe.

[18]

II. 3.3.2 Extraction par solvant sélectif :

L'extraction liquide-liquide est une méthode de purification basée sur la différence de solubilité d'un soluté dans deux phases non miscibles. En chimie organique, on utilise habituellement une phase aqueuse et une phase organique.

Le tableau ci-dessous présente une comparaison entre les différents procédés :

Tableau II- 2: La comparaison des différents procédés d'eau de mer

Procédé	Distillation par compression mécanique de la vapeur	Distillation par thermocompression	Distillation par détentes successives	Osmose inverse
Débit d'eau de mer/Débit production	2 à 3 avec recyclage	3 à 4	3 à 4 si recyclage saumure, sinon 7 à 9	2 à 2,5 selon salinité
Prétraitement :				
- chloration	Requise sauf recours à des puits côtiers	Requise	Requise	Requise sauf recours à des puits côtiers (petites installations)
- filtration	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 1,5 mm	Filtration(s) fine(s) voire microfiltration Objectif : $SDI_{moy} \leq 3$
- antitartre	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur et/ou acidification + dégazage du CO_2	Acidification et/ou injection d'un inhibiteur
- déchloration	Non requise	Non requise	Non requise	Requise Objectif : chlore $\ll 0,1$ mg/L
Température maximale de fonctionnement	60 à 70 °C	60 à 70 °C	entre 80 et 120 °C	Température de l'eau de mer Optimum = 25 °C
Salinité eau produite	1 à 30 mg/L	1 à 30 mg/L	50 à 100 mg/L	200 à 500 mg/L
Énergie électrique (unité de dessalement seulement)	12 à 17 kWh/m ³ si un effet 7 à 9 kWh/m ³ si deux effets...	1 à 2 kWh/m ³	2 à 3 kWh/m ³	2,8 à 3,5 kWh/m ³ avec récupération d'énergie
Énergie vapeur	Aucune	8 < GOR * < 16 selon le nombre d'effets	6 < GOR * < 12	Aucune
Échelle de capacité (unitaire par bloc)	< 2 000 m ³ /j	500 à 12 500 m ³ /j	5 000 à 50 000 m ³ /j	Technologie modulaire qui s'adapte à toutes les capacités 10 à 20 000 m ³ /j par bloc
Avantages	Pas de vapeur Simplicité du fonctionnement	Coût = 15 % inférieur à distillation par détentes successives	Technique la plus éprouvée	Minimum d'énergie et de temps de construction

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

[19]

II. 4 Principaux avantages et inconvénients de dessalement :

L'extraction de sel de l'eau offre indéniablement des avantages, mais il est important de noter que quel que soit le processus employé, elle comporte également des inconvénients.

II. 4.1 Considérations économiques :

Dans le cadre des aspects économiques, on prend en compte :

- Le coût de l'énergie, qui est tributaire de sa nature (énergie renouvelable, gaz, fioul) et de sa disponibilité au niveau local (qu'elle soit importée ou produite sur place).
- Les dépenses liées aux produits chimiques, variant en fonction de leur disponibilité locale ou de leur importation.
- Les fluctuations des taux de change, particulièrement pour les unités d'osmose inverse provenant des États-Unis, dont les coûts sont influencés par les variations du dollar.
- Les conditions de financement, incluant les détails et les taux d'intérêt.
- Les coûts relatifs à la main-d'œuvre.

II. 4.2 Considérations techniques :

Parmi les critères techniques, on retrouve :

- La composition chimique de l'eau à traiter.
- Les caractéristiques physiques de l'eau, comme la turbidité et la présence de matières en Suspension, qui influent sur le choix du prétraitement approprié.
- La salinité de l'eau produite, pouvant varier en fonction de l'usage envisagé, allant de 300 à 500 ppm pour l'approvisionnement en eau potable à 15-30 ppm pour les besoins en eau industrielle.
- La disponibilité des différentes sources d'énergie, telles que le gaz, le pétrole, l'électricité, les énergies renouvelables, le nucléaire et l'énergie récupérée.

II. 5 Conclusion :

Dans ce chapitre nous avons présenté une analyse détaillée des procédés de dessalement, chaque technique utilisée présente des avantages et des inconvénients qui la rend plus adéquate à des domaines d'utilisation précis contrairement à l'osmose inverse qui est largement utilisé. En Algérie, c'est la technique adoptée pour la majorité de ses usines, en raison de sa technologie éprouvée, de sa capacité à traiter des eaux à forte salinité, de sa faible consommation d'énergie et de ses coûts d'investissement réduits.

CHAPITRE III
L'OSMOSE INVERSE

III. 1 Introduction :

L'osmose est largement utilisée dans la littérature et elle porte plusieurs significations

Par exemple : « vivre en osmose avec une autre personne » qui signifie une bonne compréhension des deux parties, une harmonie dans les échanges d'idées et une influence réciproque ».

Mais la signification la plus importante et qui fut la base une large diffusion de son utilisation, est le phénomène physique, naturel qui permet le passage de l'eau dans la cellule ; l'étude de ce phénomène dans la cellule et le développement de la science ont permis d'élargir cette signification au transfert de solvant entre deux solutions de concentrations différentes à travers d'une membrane semi perméable et de retenir le soluté.

Comme l'eau est un élément essentiel à la vie, cette signification concerne essentiellement le passage de l'eau d'une solution moins concentrée vers la solution la plus concentrée, généralement d'une solution moins salée vers une solution plus salée à travers une membrane semi perméable.

L'approfondissement des connaissances de l'osmose a conduit à inverser ce phénomène physique pour traiter la saumure de l'eau et de la rendre plus douce et potable cette technique est utilisée aussi en industrie pour traiter l'eau de process.

Vu la croissance sans cesse des besoins en eau et la réduction de la disponibilité des ressources, ce phénomène ainsi inversé appelé osmose-inverse, est utilisé pour dessaler l'eau de mer et produire une eau potable.

Cette technique est tellement réponde dans le traitement des eaux saumâtres et le dessalement d'eau de mer qu'on trouve dans la littérature l'expression osmose qui désigne l'osmose inverse par exemple : « l'eau est déminéralisée par osmose » ou bien « les systèmes d'osmose »

III. 2 Découverte de l'osmose :

L'osmose dans les cellules vivantes fut découverte une cinquantaine d'année avant Dutrochet, elle a été toujours considérée comme un phénomène biologique et étudiée par une approche vitaliste.

Dutrochet en 1827, se révolta sur cette approche et fut le premier à considérer l'osmose comme un phénomène exclusivement physiologique, ce qui veut dire que la physique des corps vivants se confond avec la physique des corps inorganiques ; par une approche matérialiste, mécaniste et physique dans la science du vivant, il ouvrit les portes d'une physiologie générale exacte et rationnelle.

Grace à cette approche physique, le phénomène est reproduit pour les solutions inorganiques de concentrations différentes, séparées par une membrane semi perméable.

L'approche de Dutrochet a permis une grande évolution scientifique dans ce domaine et une meilleure connaissance de ce dernier, conduisant ainsi au développement des techniques d'inversement de ce phénomène d'osmose et d'en faire une large utilisation dans le domaine de traitement de l'eau.

III. 3 Définition descriptive de l'osmose :

L'osmose est un phénomène physique et naturel. C'est un cas particulier de diffusion liquide qui se fait à travers d'une membrane si deux solutions de concentrations de soluté différentes sont mises de part et d'autre de cette membrane.

Le liquide se diffuse de la solution de faible concentration vers celle de forte concentration

La membrane est semi perméable, elle laisse passer le solvant et non le soluté.

De manière générale ces solutions sont aqueuses, l'eau se déplace de la solution la moins concentrée appelée « solution à forte osmolarité » vers la solution la plus concentrée appelée « solution à faible osmolarité » à travers une membrane semi perméable qui ne laisse passer que l'eau.

Lors du phénomène d'osmose et de manière naturelle une pression appelée « pression osmotique » s'exerce sur la solution moins concentrée (solution à haute osmolarité) pour faire passer uniquement l'eau à travers une membrane semi perméable vers la solution la plus concentrée (solution à basse osmolarité).

III. 4 Définition et fonctionnement de l'osmose inverse :

L'osmose inverse (OI) est un processus d'inversion du phénomène d'osmose. Ce phénomène ainsi inversé, consiste à faire passer le solvant de la solution la plus concentrée (solution à faible osmolarité) vers la solution la moins concentrée (solution à forte osmolarité) à travers une membrane semi perméable qui laisse passer le solvant et retient le soluté, en appliquant une pression supérieure à la pression osmotique.

Dans notre cas d'étude, dessalement de l'eau de mer, le principe consiste à appliquer à l'eau salée placée dans un compartiment délimité par une membrane semi-perméable une pression supérieure à la pression osmotique pour obtenir de l'autre côté de la membrane une eau dessalée. L'osmose inverse est un procédé membranaire.

Dans les systèmes d'osmose d'eau de mer, les membranes semi-perméables généralement utilisées sont planes de structures TFC (membranes composites dont la couche à propriété osmotique est hyper fine ($\ll 1\mu\text{m}$) déposée sur une membrane « porteuse » de type ultrafiltration).

Pour permettre un dessalement poussé (de concentration de 35 à 42 g/L à une eau potable à moins de 350 mg/L), ces systèmes utilisent les membranes ayant les meilleurs rejets de sel sur le marché : $\geq 99,7\%$ (passage $\leq 0,3\%$) et pouvant supporter des pressions allant de 60 à 80 bar

Ces membranes et les modules les mettant en œuvre (modules spiraux) ayant comme contrepartie un prix élevé pour un débit spécifique (L/h/m²/bar) faible.

III. 4.1 Pression osmotique et pression de fonctionnement :

Le procédé de l'osmose inverse est basé sur la propriété des membranes semi-perméables de laisser passer l'eau tout en arrêtant les sels dissous.

Nous illustrons ce phénomène dans une expérience (voir La figure ci-dessous) : une membrane semi-perméable divise un récipient en deux compartiments. Dans le premier compartiment (1), on verse de l'eau pure, dans le deuxième (2) une solution de chlorure de sodium. Les niveaux sont identiques dans les deux compartiments au début de l'expérience. On observera alors que l'eau circule de 1 vers 2. À l'équilibre, il en résulte une différence de niveau entre 1 et 2, qui mettent en évidence la pression osmotique de la solution de NaCl du compartiment 2.

S'il est possible d'appliquer une pression sur le compartiment 2 supérieure à la pression osmotique, on observe la circulation de l'eau en sens inverse, les sels restent bloqués dans le compartiment 2. On peut même concentrer la solution 2 au-delà de sa concentration initiale et obtenir une quantité d'eau douce dans le compartiment 1 supérieure à celle versée au début de l'expérience. C'est l'osmose inverse

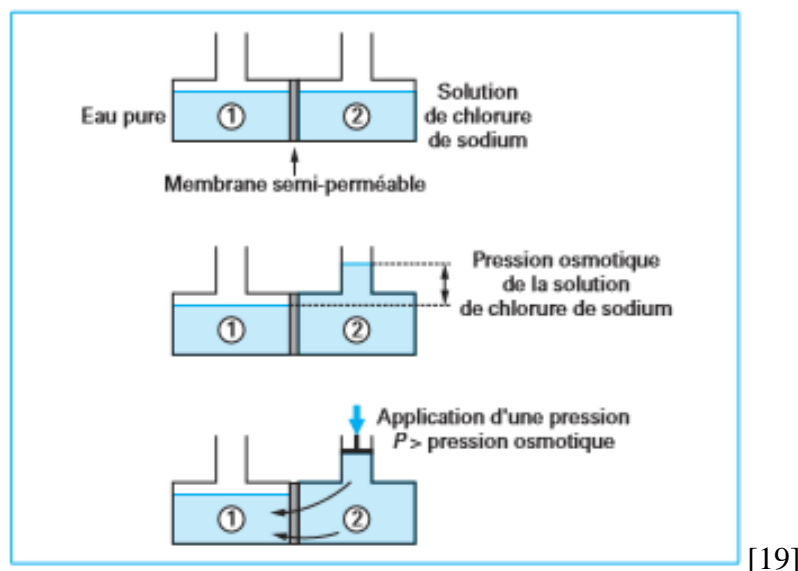


Figure III- 1: Mise en évidence de l'osmose inverse

La pression osmotique π est fonction de la concentration en solutés et donnée par la relation

$$\pi = 10^3 \Sigma m RT \quad (1) \text{ Avec}$$

π : (Pa) pression osmotique,

Σm : (mol/kg) somme des molalités de chaque ion ou molécule non ionisée,

R : (8,314 J/mol) constante molaire des gaz,

T : (K) température.

Exemple Cas d'une solution de NaCl à 27 ° C titrée à 39 g/kg :

$$m_{\text{NaCl}} = m_{\text{Na}} = m_{\text{Cl}} = 0,669 \text{ mol/kg}$$

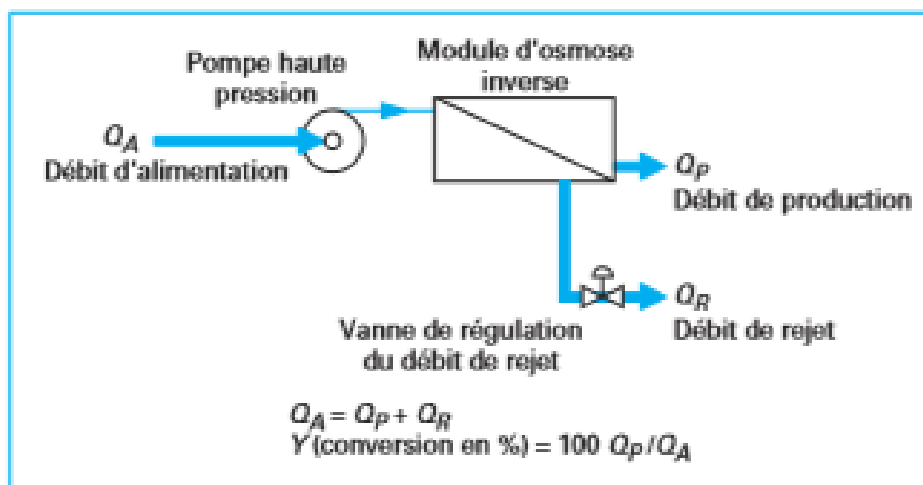
$$\pi = 10^3 \times 2 \times 0,667 \times 8,314 \times 300$$

$$\pi = 3\,327\,263 \text{ Pa} = 33,3 \text{ bar}$$

Pour que le phénomène d'osmose inverse se produise dans de bonnes conditions économiques (optimum débit spécifique/énergie consommée), il faut appliquer une pression d'environ deux fois celle de la pression osmotique. On en déduit que la pression de fonctionnement d'une osmose d'eau de mer sera de l'ordre de 60 à 70 bar.

III. 4.2 Paramètres de fonctionnement d'une osmose inverse :

Les éléments de base d'une unité d'osmose inverse sont décrits dans la figure ci-dessous :



[19]

Figure III- 2: Unité élémentaire d'osmose inverse

Son fonctionnement est caractérisé par les paramètres suivants :

4.2.1 La pression motrice ΔP

Est égale à la pression de refoulement de la pompe diminuée de la pression statique à la sortie du module d'osmose (côté production) et de la perte de charge due à l'écoulement de l'eau dans les tuyauteries amont des modules et le long de la membrane.

4.2.2 La conversion Y,

Rapport entre le débit produit et le débit d'alimentation se définit par :

$$Y=100 \times \frac{Qp}{QA} \quad (2)$$

Ce paramètre s'exprime aussi sous la forme du facteur de conversion FC :

$$FC = \frac{100}{100-Y} \quad (3)$$

4.2.3 Le passage des sels PS

Se caractérise par le rapport entre leur concentration côté production et leur concentration côté alimentation :

$$Y=100 \times \frac{Cp}{CA} \quad (4)$$

On le note aussi par son complément : le rejet de sels, qui est le rapport entre la concentration côté rejet et la concentration côté alimentation :

$$Y=100 \times \frac{CR}{CA} = 100 - Ps \quad (5)$$

L'intérêt de l'utilisateur est de produire le maximum d'eau en consommant le moins possible d'énergie et donc de fixer la conversion la plus haute possible. Mais l'examen des définitions précédentes montre que l'augmentation de la conversion implique celle du facteur de concentration et, donc, celle de la salinité de la saumure, celle de la concentration moyenne le long de la membrane, donc celle de la pression osmotique et, par suite, celle de la pression d'alimentation. En outre, plus la saumure est concentrée, plus on risque d'entartre la membrane. Il y a donc un optimum à trouver.

Les lois gouvernant :

- le transfert d'eau : diffusion moléculaire de l'eau dans la membrane ;
- le transfert des sels : diffusion des ions des sels au travers la membrane permettant de mettre en évidence les principaux paramètres influant sur les performances d'une installation

Transfert de l'eau En première approximation cette équation précise les paramètres influençant la production d'une membrane d'osmose :

$$Qp = Kp \frac{S}{e} (\Delta P - \Delta \pi) \frac{Kt}{Kc} \quad (6)$$

Avec Q p débit d'eau traversant la membrane,

Kp : coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane

S : surface de la membrane,

e : épaisseur de la membrane,

ΔP : pression motrice,

$\Delta \pi$: différence de pression osmotique,

K_t : coefficient lié à la viscosité de l'eau, donc à sa température,

K_c : coefficient de compaction (vieillessement de la membrane avec le temps de fonctionnement).

$\Delta P - \Delta \pi$ est souvent appelée la « pression efficace » d'un système d'osmose inverse puisque c'est le « moteur » du procédé.

4.2.4 Transfert des sels :

En première approximation, cette loi précise les paramètres influençant la rétention des sels par une membrane d'osmose :

$$Q_s = K_s \frac{S}{e} \Delta C K_t K_c \quad (7) \quad \text{avec :}$$

Q_s : flux de sels à travers la membrane,

K_s : coefficient de passage de sels,

ΔC : différence de concentration des sels entre les 2 faces de la membrane.

À l'aide des équations (6) et (7), on déduit que la concentration en sels dans l'eau produite est :

$$C_p = \frac{Q_s}{Q_p} = \frac{K_s}{K_p} \frac{\Delta C}{(\Delta P - \Delta \pi)} K_c^2 \quad (8)$$

On notera que, le coefficient K_t s'éliminant, la concentration en sels C_p est en théorie, indépendante de la température de l'eau.

4.2.5 La température :

Est un facteur important puisque jouant sur la viscosité de l'eau : une élévation de 1 °C entraîne une augmentation de 2,5 à 3 % de la production. Par contre, comme déjà soulignée, elle ne devrait pas influencer la qualité de l'eau produite. Cependant, on notera qu'une unité d'osmose inverse est, en général, régulée pour produire un débit Q_p constant, dans ce cas, si la température augmente, la salinité C_p augmente car la pression doit être diminuée.

4.2.6 Le facteur K_c :

Traduit le phénomène de vieillissement de la membrane, dont les performances diminuent avec le temps. Ce vieillissement dépend de la nature de la membrane et de ses conditions d'utilisation. Les valeurs de K_c sont données par les fabricants de la membrane sachant qu'il est toujours une fonction croissante du temps d'utilisation, de la température et de la pression

d'utilisation. Il faudra donc, dans le projet, prévoir une marge (modules supplémentaires) pour tenir compte de l'évolution normale de K_c au cours du temps.

Afin de limiter la consommation d'énergie du procédé, on peut placer sur le circuit un système de récupération qui permet de récupérer une partie de l'énergie contenue dans ce fluide sous haute pression. Le tableau 2 donne, selon les équations (6) et (7), le sens de variation des quantités d'eau produite et de la salinité de celle-ci en fonction des principaux paramètres de fonctionnement.

Tableau III- 1: Variation des quantités d'eau produite et de la salinité en fonction des paramètres de fonctionnement

Caractéristiques	Débit produit (Q_p)	Salinité produite (C_p)
Pression efficace $\Delta P \nearrow$	\nearrow	\searrow
Température $t \nearrow$	\nearrow	=
Salinité $C_A \nearrow$	\searrow	\nearrow
Conversion $Y \nearrow$	\searrow	\nearrow

III. 4.3 Les types de membranes :

Il existe plusieurs de membranes, en se basant sur la structure du matériau on peut distinguer trois types de membranes qui sont :

4.3.1 Membranes Isotropes

Les propriétés structurales sont constantes sur toute l'épaisseur de la cartouche.

4.3.2 Membranes Anisotropes

Les propriétés structurales varient toute l'épaisseur de la cartouche, de la surface vers l'intérieur de la membrane.

4.3.3 Membranes Liquides

Selon la nature du matériau constitutif de la membrane on distingue trois familles :

➤ Membranes organiques :

Différents polymères organiques peuvent être utilisés pour la fabrication de ces membranes, tels que l'acétate de cellulose, les polyamides, poly sulfones, ...etc.

➤ Membranes minérales ou inorganiques :

Fabriquées à partir de matériaux minéraux, les céramiques composent la majorité des membranes minérales, d'autres matériaux sont utilisés tels que le carbone poreux, des métaux

ou du verre. Ces membranes sont d'une manière générale plus résistante mécaniquement, chimiquement et thermiquement, que leurs concurrentes organiques. Les membranes céramiques ne sont par ailleurs pas sensibles aux agents oxydants ce qui facilite grandement leur nettoyage par voie chimique.

➤ Membranes composites :

Elles sont caractérisées par une structure asymétrique dont la peau est beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites et par une superposition de plusieurs couches différenciées soit par leur nature chimique, soit par leur état physique. Elles peuvent être organiques (superposition de polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels la zircone, l'alumine et le titane). [20]

III. 4.4 Problématique liée au fonctionnement des membranes

Deux problèmes majeurs peuvent impacter le fonctionnement de la membrane qui sont :

- L'encrassement (dépôt sur la membrane d'un « gâteau » formé à partir de l'accumulation sur celle-ci de MES de l'eau à dessaler)
- L'entartrage (dépôt de sel(s) insolubilisé(s) suite à la concentration à la surface membranaire de tous les sels rejetés).

Ces deux problèmes doivent être résolus par deux moyens sont en général à conjuguer :

- Un prétraitement adapté, pour éviter la présence des MES et colloïdes ou des sels pouvant s'insolubiliser lors du processus de concentration (cf. importance de la conversion) ;
- 2. Nettoyer de temps à autre les membranes en les balayant par des solutions appropriées (détergentes, solubilisantes...), pour remettre en suspension ou dissoudre les dépôts accumulés malgré tous

Chaque fournisseur de membrane définit une durée de vie de ses produits sous réserve que l'eau d'alimentation reste conforme à ses préconisations. Celles-ci concernent principalement la teneur en chlore, le pouvoir encrassant et les risques de précipitations de sels en sursaturation.

IL existe plusieurs techniques en fonction de la qualité d'eau de mer.

Pour l'évaluer le pouvoir encrassant de l'eau d'alimentation, la mesure de la masse des matières en suspension n'est pas un indicateur suffisant. Une méthode empirique a donc été mise au point : la mesure de l'indice de colmatage. Son mode opératoire est simple, l'appareillage léger et adapté à des mesures sur site. Le principe consiste à mesurer le temps de passage d'un volume d'eau connu à travers une membrane filtrante de porosité calibrée à 0,45 µm et cela, en début (soit t0) et en fin d'essai (soit t1), le SDC est donné par la formule :

$$SDI = \frac{100}{T(1-\frac{t_0}{t_1})} \quad (9)$$

Où T est la durée de l'essai normalisée par les ASTM à 15 min. On parle alors du SDI (Silt density index). Plus le SDI est élevé, plus le colmatage est rapide et les fournisseurs de membrane lient la garantie de bon fonctionnement de leur produit à la valeur de cet indice.

La valeur requise pour l'osmose d'eau de mer est généralement : $SDI \leq 5$ en pointe et ≤ 3 en moyenne. En pratique, cette valeur correspond à une eau parfaitement limpide (turbidité $\approx 0,2$ NTU) résultat d'une filtration très fine. Les systèmes de filtration à mettre en œuvre dépendent évidemment de la concentration mais surtout de la nature des MES et colloïdes présents

➤ La chloration

Il faut éviter tout développement biologique dans l'eau d'alimentation, pour cela dès la prise d'eau en mer, du chlore est injecté mais Cependant, les membranes (à l'exception de celles en triacétate de cellulose) ne supportent pas la mise en contact avec le chlore.

Son élimination sera donc réalisée immédiatement en amont de l'osmose proprement dite c.à.d. immédiatement avant les pompes HP

Il faut noter que l'on doit éliminer tout le chlore libre et même pour certaines membranes, le chlore combiné (chloramine, chlore organique...).

III. 4.5 Lavage des membranes :

Quel que soit le soin apporté au prétraitement, le lavage périodique des membranes est indispensable. La détermination du moment optimal de celui-ci nécessite l'enregistrement quotidien des paramètres de fonctionnement de l'unité d'osmose. À partir de ces données, on trace les courbes montrant comment évoluent la production, la qualité de l'eau produite et la perte de charge. En fait, l'évolution de ces courbes ne permet pas de conclure car, si, par exemple, la température a baissé et que le débit produit reste constant car la pression a été augmentée, la lecture des courbes de débit = f (temps) est plate mais apprend surtout que les automatismes fonctionnent bien. Celle de la perte de charge est fortement influencée par la viscosité de l'eau donc a dû croître

Aussi, pour juger si un encrassement ou un entartrage sont en cause, il faut d'abord standardiser les valeurs constatées, c'est-à-dire recalculer ce que ces valeurs seraient si ni la température, ni la pression n'avait varié. En fait, on les ramène systématiquement à une température et une pression de référence souvent $T_{\text{réf}} = 20 \text{ °C}$ et $P_{\text{réf}} = 62 \text{ bar}$ à l'aide des équations (6) et (7) (en fait, il existe des logiciels de standardisation) alors si dans ces conditions de référence, soit le débit, soit la perte de charge interne du module, soit le passage de sels a varié de plus de 10 %, il faut déclencher un lavage.

Si la cause des variations n'est pas claire, il peut être nécessaire de choisir un module et de procéder à son « autopsie » : ouverture, vérification des joints, des membranes et des zones éventuellement encrassées pour y prélever par raclage les dépôts... dont l'analyse révélera l'origine (colloïdes, MES, cristaux, colonies bactériennes...).

Les modules d'osmose se lavent en place ; grâce à un jeu de vannes d'interconnexion entre blocs de production et circuit de lavage. Pendant le lavage, la production du bloc concerné est évidemment arrêtée, d'où une perte de production. Les principaux éléments du poste de lavage sont :

- un bac de préparation de la solution de lavage ;
- une pompe de circulation ;
- un filtre à cartouches 5 à 10 µm pour filtrer la solution avant passage dans les modules.

La conception de ce poste respectera les fourchettes de pression et de débit stipulées par le fabricant des membranes ; les matériaux employés seront compatibles avec les solutions de nettoyages préconisées par les fabricants (pH acide ou basique). Le choix de ces solutions dépend des causes supputées ou constatées.

III. 5 Les Modules :

Les membranes les plus utilisées sont disposées sous forme de modules regroupant généralement plusieurs membranes, quatre principaux types sont commercialisés qui sont :

III. 5.1 Modules plans :

Ils sont constitués d'un empilement de plaques chacune équipée sur ses deux faces d'une grille de drainage faisant office d'espace filtrant, et d'une feuille poreuse soutenant la membrane. [21]

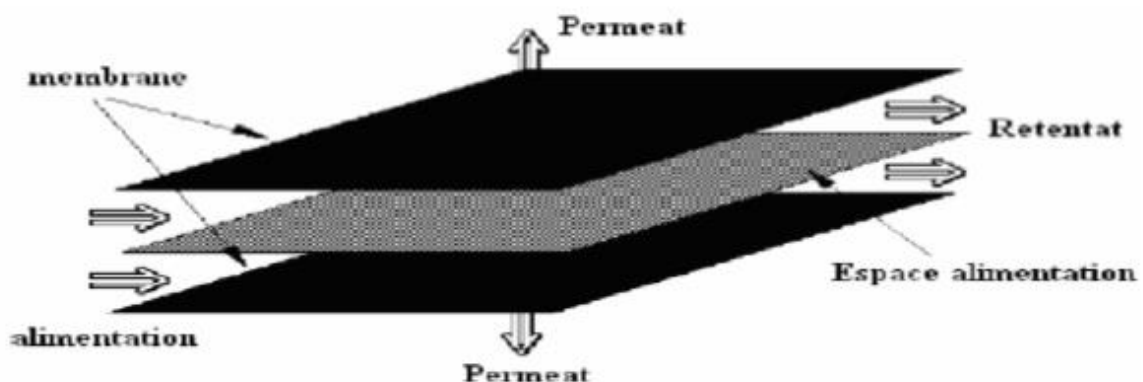


Figure III- 3: Module plan [22]

III. 5.2 Modules tubulaires :

Ils sont constitués d'un tube poreux sur lequel la membrane est fixée, le liquide à traiter, pompé à une extrémité du tube, est forcé au travers de celui-ci et de la membrane. Le retentât est recueilli à l'autre extrémité du tube tandis que le perméat qui s'écoule à la surface extérieure de la membrane est récolté dans un tube extérieur concentrique. [23]

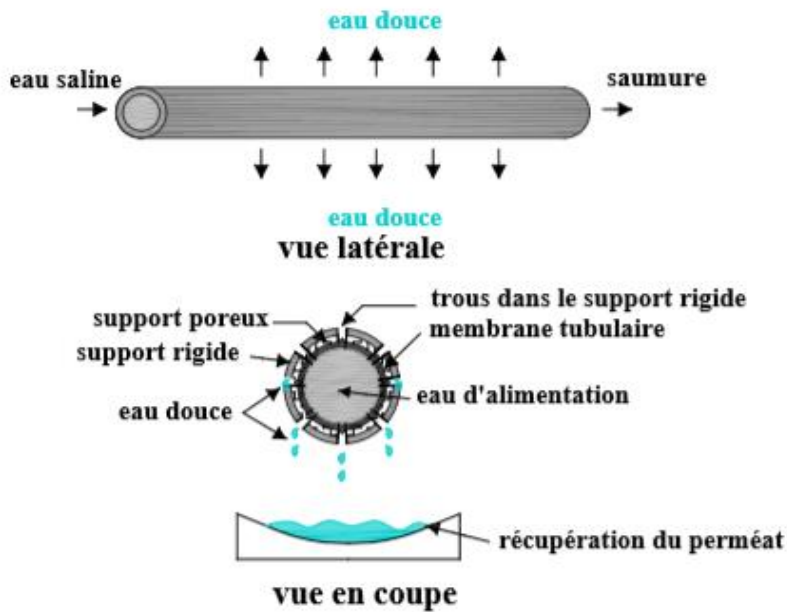


Figure III- 4: Schéma de principe d'un module tubulaire. [22]

III. 5.3 Module spiralé :

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

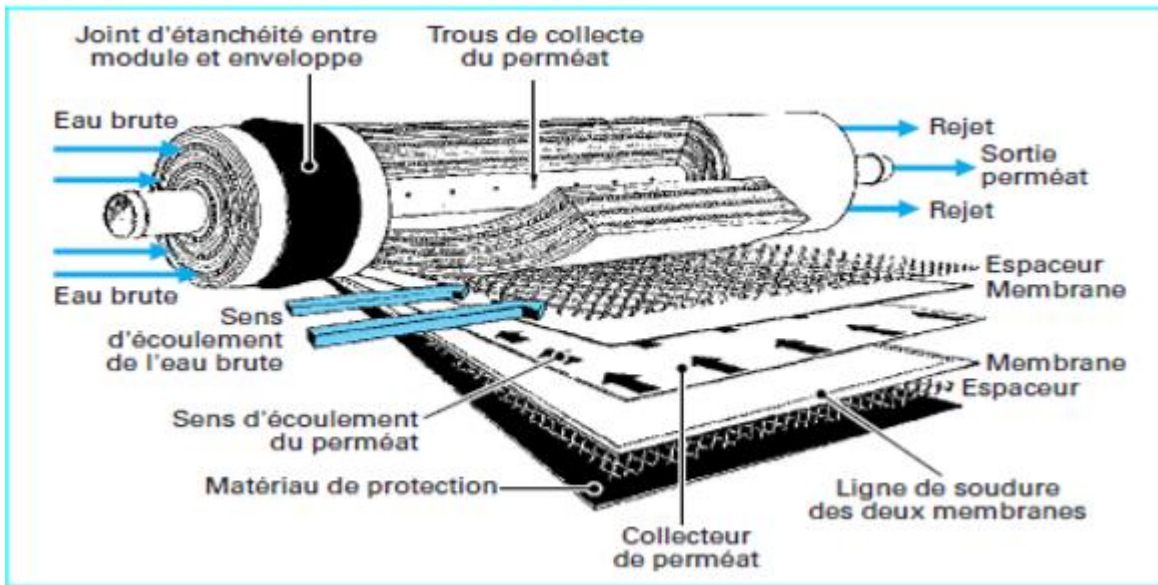


Figure III- 5: Module à enroulement spiral. [24]

III. 5.4 Module à fibres creuses :

Dans ce cas la membrane est sous forme de tube très fins (diamètre intérieur de 0,005 mm à 1mm).ces tubes dont le nombre peut varier entre 50 et plus de 1000 sont contenus dans une cartouche. Le produit à traiter est introduit à une extrémité de la cartouche et réparti dans les fibres creuses à l'aide d'un distributeur. Le retentât est collecté à l'autre extrémité et le perméat est recueilli dans la cartouche.

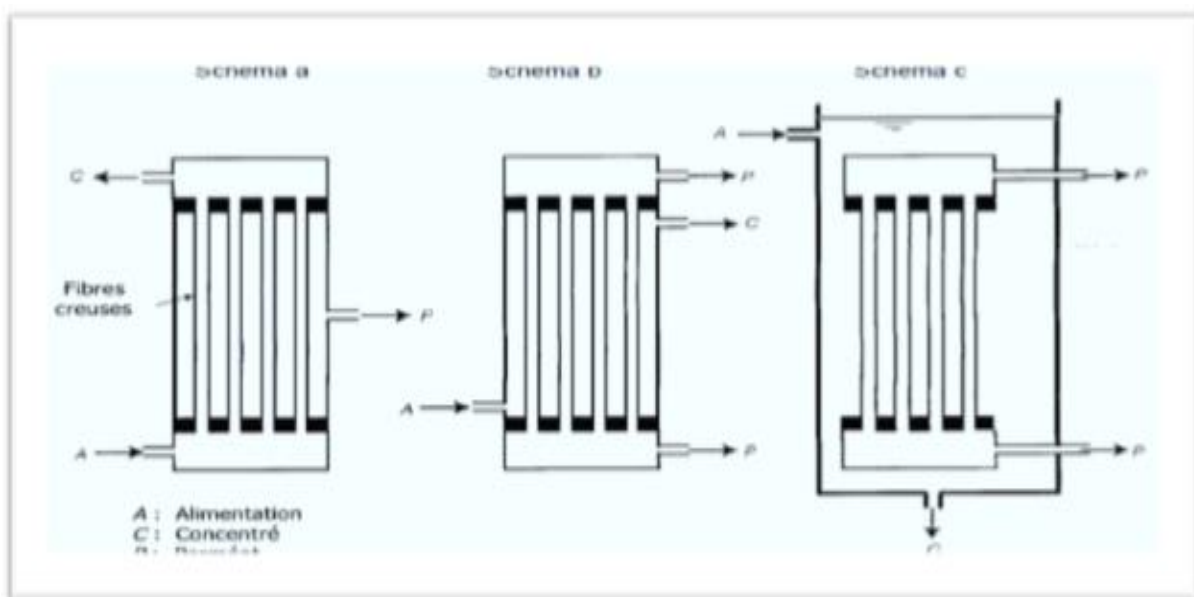


Figure III- 6: Modules à fibres creuses. [24]

III. 6 Les domaines d'application de l'osmose inverse (OI) :

L'osmose inverse qui se base sur les membranes semi perméables dont la taille des pores est de 0,1 à 1,5 nm, s'applique à plusieurs domaines nous citons :

- Le dessalement de l'eau de mer

Les agglomérations ainsi que les équipements (hôtels, complexes touristiques et centres de vacances) côtiers peuvent recourir à cette technique pour produire l'eau potable.

- La déminéralisation des eaux saumâtres

Dans plusieurs régions des hauts plateaux et notamment au sud du pays, l'eau souterraine est saumâtre on peut utiliser cette technique de l'osmose inverse pour produire de l'eau potable aux populations

- Production d'eau ultra pure pour les industries

Certaines industries (industries pharmaceutiques, Tanneries, industries de papiers) leurs processus sont sensibles à la qualité d'eau utilisée donc elles peuvent recourir à cette technologie

- Concentration ou purification d'effluents acides ou alcalins contaminés

- Récupération d'eau d'effluents colorés

➤ Récupération d'eau d'effluents d'usine de blanchiment ultra filtrée et d'eau blanche ultra filtrée

- Récupération d'eau d'effluents miniers

Ces récupérations d'eau des effluents optimisent l'utilisation d'eau surtout que les industries subissent des pressions des associations environnementales et les associations des consommateurs

III. 7 Conclusion :

Ce chapitre relate la signification de l'osmose et sa première considération comme un phénomène physique (physiologique) et non comme un phénomène biologique vitaliste.

La définition et la mise en évidence de l'osmose et de l'osmose inverse a été illustrée par deux expériences qui montrent bien la pression osmotique.

La description fonctionnelle de l'osmose inverse qui est le cœur de ce mémoire fait bien apparaître l'importance des paramètres de fonctionnement tels que la pression osmotique et la pression de fonctionnement, la conversion, le passage de sel et rejet de sel ; mais nous avons vu la vulnérabilité du système d'osmose inverse quant à la qualité de l'eau d'alimentation d'où la nécessité de réaliser un prétraitement pour protéger les pompes HP et les membranes.

Les techniques à prévoir dans le prétraitement dépendent de la qualité d'eau de mer et l'évaluation de son pouvoir encrassant. Nous n'avons cité les techniques de prétraitement mais elles seront décrites et dimensionnées dans le chapitre qui suit, nous avons mentionné l'importance de la chloration et l'élimination de ses résidus, le lavage des membranes qui doit se faire quel que soit le système d'osmose utilisé mais sa fréquence dépend de la qualité de l'eau d'alimentation. Les différents types de membranes et des modules ont été mis en évidence car ils représentent le noyau central du bon fonctionnement du système d'osmose.

La technologie du système d'osmose inverse n'est pas restreinte seulement au domaine du dessalement d'eau de mer ou la déminéralisation des eaux saumâtres, mais elle s'étend aux traitements des eaux de process dans l'industrie qu'ainsi à la récupération des eaux des effluents.

CHAPITRE IV
LA DESCRIPTION DE LA STATION DE
DESSALEMENT

IV. 1 Introduction :

La station de dessalement d'eau de mer de CORSO a été Réalisée par l'entreprise Algerian Energy Company (AEC), l'une des filiales de la Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures (Sonatrach. La Société algérienne de génie civil et bâtiment (GCB) a été chargé de la réalisation des travaux au côté de la société METITO.

Cette station est destinée à couvrir les besoins en eau potable des régions ouest et nord de Boumerdès, au même titre que ceux de la partie Est de la capitale. Elle utilise la technique d'osmose inverse pour dessaler l'eau de mer. Sa capacité journalière de dessalement est de 80 000 m³, elle s'étend sur une assiette de 6,25 ha et sa durée d'exploitation est de 30 ans. Cette Station de Dessalement d'eau de Mer (SDEM) fait partie des quatre (04) stations réalisées dans le cadre du plan d'urgence du président de la République.

IV. 2 Localisation de la station :

Le site de l'usine de dessalement d'eau de mer de CORSO est localisé dans la wilaya de Boumerdes, à 1,7 km du chef-lieu de wilaya et à environ 35 km D'Alger. L'usine est située au nord de corso a environs 1,2km de la ville. Elle est sillonnée par la route nationale N24 en provenance d'Alger et en direction de Boumerdes ; et relié à corso par le chemin de wilaya N°5A. Elle est limitée :

- Au Nord : la mer Méditerranée ;
- Au Sud : la commune de CORSO ;
- A l'Est : la commune de Boumerdes ;
- A l'Ouest : la commune de bordj Bahri.



Figure IV- 1: Vue Google MAP sur la station de dessalement de Corso

Signalons aussi que l'oued Corso se situe à environ 800m du côté Est du site de la station de dessalement.

IV. 3 Capacité de la station et le mode de fonctionnement :

L'usine est conçue pour la capacité nominale de 80 000 m³/j, en deux chaînes de production plus ou moins indépendantes d'une capacité unitaire de 40 000 m³/j, contenant chacune quatre (04) unités de dessalement permettant ainsi une meilleure disponibilité et fiabilité de l'usine. Toute la tuyauterie y est conçue en conséquence.

IV. 3.1 Installation et processus :

Les différentes installations dans l'usine de dessalement de Corso sont :

- Une prise d'eau de mer.
- Un poste de prétraitement.
- L'unité d'osmose inverse.
- Un poste de nettoyage en place CIP (cleaning in place).
- Un poste de traitement et de reminéralisation.
- Un laboratoire d'analyse.
- Une station de contrôle.

IV. 3.2 Caractéristiques de l'eau de mer

Sur la base des données disponibles, il est considéré que la valeur TDS est de 38 500 mg/l. La qualité de l'eau de mer brute est la suivante : [25]

Tableau IV 1 : la composition chimique de l'eau brute

Paramètre	Unité	Concentration
pH		8,20
Température	°C	14à29
Hydrocarbures	(ppm)	<0.1
Matière en suspension	(ppm)	< 200
Solides total dissous TDS	(ppm)	38500
Calcium (Ca ²⁺)	(ppm)	440
Magnésium (Mg ²⁺)	(ppm)	1400
Sodium (Na ⁺)	(ppm)	11827,81
Potassium (K ⁺)	(ppm)	445
Baryum (Ba ²⁺)	(ppm)	Néant
Strontium (Sr ²⁺)	(ppm)	Néant
Bicarbonates (HCO ₃ ²⁻)	(ppm)	159.9
Carbonates (CO ₃ ⁻)	(ppm)	
Sulfates (SO ₄ ²⁻)	(ppm)	3110
Chlorure (Cl ⁻)	(ppm)	21120
Fluor (F ⁻)	(ppm)	0.6
Bore (B ⁻)	(ppm)	4.4
Fer (Fe)	(ppm)	< 0.05
Aluminium (Al)	(ppm)	< 0.05
Nitrates (NO ₃ ⁻)	(ppm)	0.7

Le fonctionnement de la station produit une eau de rejet avec les caractéristiques suivantes : [25]

Tableau IV 2: La qualité de l'eau du rejet

Paramètres	Unités	Valeur
Température	°C	30
PH	-	8.43
Calcium Ca ²⁺	mg/l	824
Magnésium Mg ²⁺	mg/l	2624
Sodium Na ⁺	mg/l	22128
Potassium K ⁺	mg/l	832
Bicarbonates HCO ₃ ²⁻	mg/l	289
Sulfates SO ₄ ²⁻	mg/l	5826
Chlorure Cl ⁻	mg/l	39486
Fluor F ⁻	mg/l	1.12
Bore B ⁻	mg/l	7.58
Nitrates NO ₃ ⁻	mg/l	0.18

IV. 3.3 Description détaillée de l'usine :

L'usine comprend le processus suivant :

IV. 3.3.1 Le captage

Les eaux de mer sont collectées grâce au dispositif de captage.

IV. 3.3.1.1 Tour de captage

Afin d'assurer un bon captage de l'eau de mer, deux tours circulaires en béton sont conçues.

C'est une tour de prise ouverte se situant outre l'emplacement de l'usine, les facteurs clés qui contrôlent le choix de l'emplacement de la prise d'eau sont :

- Potentiel d'érosion des plages dans la zone de prise d'eau.
- Emplacement et direction des courants sous-marins.
- Présence et emplacement de zones sismiques actives.
- Topographie et géologie du fond du plan d'eau.
- Localisation des habitats écologiquement sensibles le long du tracé du tuyau de prise d'eau et à proximité de l'entrée de prise d'eau.
- Localisation et taille des rejets d'eaux usées municipales et industrielles dans un rayon de 1 km (0,6 m) de la prise d'eau.
- Taille des vagues et profondeur des impacts des vagues ; trafic de navires et de bateaux.
- Caractéristiques des marées et des vents dans la zone de prise d'eau.

IV. 3.3.1.2 Conduite d'admission

La conduite d'amener d'eau de mer est en PEHD. Qui offre les avantages suivant :

a) Corrosion : Le PE est inerte chimiquement, pour pratiquement tous les usages, à l'intérieur de sa plage de température d'utilisation. Il ne rouille pas, ne se pique pas, ne se corrode pas. De ce fait, son épaisseur n'est modifiée par aucune corrosion chimique ou électrique provenant du milieu environnant d'où son insensibilité à la salinité de l'eau de mer.

b) Abrasion : La surface paraffinique du polyéthylène lui assure un faible coefficient de friction. Les tubes en polyéthylène ont ainsi une excellente résistance à l'abrasion permettant ainsi d'augmenter considérablement la durée de vie des canalisations.

c) Flexibilité : La propriété de flexibilité et l'aptitude à se déformer sans dommage permanent permettent en outre aux conduites de résister durablement aux courants marins.

d) Autobutage : Les canalisations PE permettent de limiter au minimum les points d'ancrage du réseau. Cette caractéristique, assurée par l'aptitude du matériau PE à être

conditionnée grandes longueurs et par les techniques de raccordement par soudage, simplifie la conception du réseau.

e) Etanchéité : Le mode d'assemblage du PE (soudage par électro fusion et soudage bout à bout) confère au réseau une étanchéité quasiment parfaite. Des essais de résistance à la pression hydraulique effectués au laboratoire ont montré que les joints de soudures sont plus fiables que le tube. Lorsque l'essai est poussé jusqu'à la rupture, celle-ci se produit toujours en dehors de la zone de soudure.

IV. 3.3.1.3 Bâche d'admission.

La bâche d'admission est conçue en béton. il a une forme rectangulaire au début puis il prend la forme trapézoïdale au niveau de l'aspiration des pompes. Elle est équipée deux vannes d'isolement motorisées pour isoler les conduites d'arrivé.



Figure IV- 2 La vanne d'isolement de la bâche d'admission

IV. 3.3.1.4 Système de dessablage

Au niveau de l'arrivée, la bâche d'admission est équipée d'un système de dessablage qui piège le sable dans une fosse par décantation puis l'extrait.

IV. 3.3.1.5 Système de dégrillage

La bâche est équipée d'un système de dégrillage grossier (dégrilleurs à barres) et d'un système de dégrillage fin (tamiseurs à bande mobile).

IV. 3.3.1.5.1 Dégrilleur à barre

Le dégrillage, premier poste de traitement, indispensable, permet de :

- Protéger les ouvrages aval contre l'arrivée de les grosses particules indésirables (poissons etc...) provenant de la mer susceptibles de provoquer des bouchages dans les tuyauteries de liaison, voire dans les différentes unités de l'installation ;
- Séparer et d'évacuer facilement les matières volumineuses charriées par l'eau brute qui pourraient nuire à l'efficacité des traitements d'eau et de boues, ou au moins compliquer leur exécution, et leur exploitation.

L'opération est plus ou moins efficace, en fonction de l'écartement entre barreaux de grille. On peut distinguer :

- Le prédégrillage, pour un écartement des barres supérieur à 40 mm ;
- Le dégrillage moyen, l'écartement est de 40 à 10 mm ;
- Le dégrillage fin, dont l'écartement varie de 10 à 6 mm ;
- Le tamisage, avec écartement de 6 à 0,5 mm



Figure IV- 3 : Dégrilleur grossier

IV. 3.3.1.5.2 Tamiseur à bande mobile

Le tamisage est un dégrillage poussé. Il est destiné à retenir les matières en suspension flottantes, les débris végétaux, les herbes, les insectes ...etc. Ceci grâce à une filtration sur toile mettant en œuvre des mailles de différentes dimensions. Il en existe deux types :

- ♣ Le macro-tamisage (mailles supérieures à 0,3 mm).
- ♣ Le micro-tamisage (mailles inférieures à 100 μ).

Le tamisage contribue à l'efficacité du prétraitement qui sert à protéger les pompes HP et les membranes, qui sont très sensibles à la qualité d'eau.



Figure IV- 4: tamis a bande

IV. 3.3.1.6 Bâche d'eau de mer et pompes d'alimentation d'eau de mer

La station de pompage d'eau de mer se compose principalement d'un réservoir d'eau de mer en béton armé et d'une station de pompage souterraine avec toit couvert. Une connexion de pompe de réserve est prise en compte.

IV. 3.3.1.6.1 Bâche d'eau de mer

L'eau de mer brute s'écoule par gravité vers la bâche d'eau brute.

IV. 3.3.1.6.2 Pompage eau de mer

La station de pompage est un ouvrage hydraulique contenant des pompes, équipé de systèmes et accessoires de manière à réguler les écoulements et permettre le bon fonctionnement des pompes.

La station de pompage (SP) refoule les eaux du point bas (la bêche) vers le point haut (bassin de coagulation).

Les éléments essentiels de la station de pompage sont :

- La bêche de reprise (bêche d'eau de mer).
- La pompe.
- La conduite de refoulement.

La pompe ne peut fonctionner sans énergie électrique donc on ajoute le circuit d'amenée de l'énergie électrique à la pompe.



Figure IV- 5: les pompes d'eau brute

IV. 3.3.2 Le système de prétraitement chimique

Le système de prétraitement chimique comprend :

IV. 3.3.2.1 Bêche de coagulation

Les eaux pompées depuis la bêche d'eau de mer arrivent au bassin de coagulation où un coagulant est ajouté afin d'éliminer à la surface, les charges des particules en suspension et de favoriser leur coagulation. L'eau est ensuite véhiculée vers la zone de floculation

IV. 3.3.2.2 Bêche de floculation

Après la coagulation, l'eau passe au procédé de floculation.

La floculation est l'agglomération des particules "déchargées" en microfloc, puis en flocons volumineux et décantables. Cette floculation peut être améliorée par l'ajout d'un autre réactif : le floculant ou adjuvant de floculation. Le floculant (un polymère) est injecté via des pompes doseuses afin d'aider la séparation du floc, dans les décanteurs lamellaires.

IV. 3.3.2.3 Décanteur lamellaire

Une fois le floc formé, il faut réaliser la séparation solide-liquide qui permettra d'obtenir l'eau clarifiée d'un côté et les boues (particules colloïdales initiales + floc) de l'autre. On utilise en général l'action de la pesanteur sur les particules en suspension qu'on soutira une fois décantées dans la partie inférieure, l'eau claire passe en haut à travers des déversoirs pour alimenter la bêche d'eau clarifiée.

Chaque décanteur lamellaire contient un racleur de boue à chaîne qui fait racler la boue vers une fosse d'extraction. De cette dernière la boue est extraite par une pompe à vis.

IV. 3.3.2.4 Dosage des produits chimiques de prétraitement

Le prétraitement de la SDEM est doté des trois systèmes de dosage suivants :

- Système de dosage de l'hypochlorite de sodium (pour la préchloration)
L'hypochlorite de sodium est dosé dans les tours pour tuer les micro-organismes et bactéries indésirables.
- Système de dosage du coagulant (chlorure ferrique)
- Système de dosage de polymère, qui se compose de :
 - Pompes doseuses de polymère,
 - Réservoirs de dosage
 - Mélangeurs de dosage. [25]

IV. 3.3.2.5 Bêche d'eau clarifiée

L'eau clarifiée qui provient des décanteurs lamellaires est stockée dans une bêche tampon, en béton et qui servira à alimenter les lignes de filtres à sable via la station de pompage intermédiaire.

IV. 3.3.2.6 Station de pompage intermédiaire

La station de pompage intermédiaire sert à alimenter les filtres à sable puis les filtres à cartouche et à assurer une pression minimale au poste de traitement

IV. 3.3.2.7 Système de filtration sur sable

La filtration est une étape majeure du processus de traitement. Un système de filtration installé est à deux lignes de filtration à sable sous pression, conçus pour alimenter les membranes d'osmose inverse avec une eau de mer de qualité et de composition conforme aux conditions requises par le fabricant de membranes. Le système de filtration fonctionnera en ligne directe avec le système d'osmose inverse (RO). Cela signifie que le débit du système de

filtration aura une pression résiduelle suffisante pour alimenter l'aspiration des pompes haute pression de l'unité RO.

Les filtres sous pression fonctionnent selon les mêmes principes que les filtres à sable rapides, sauf que leurs couches de sable et de gravier, ainsi que leur réseau de drainage, sont situés dans des cylindres horizontaux ou verticaux, lesquels sont conçus pour supporter des pressions de l'ordre de 1000 kPa.



Figure IV- 6: Filtre à sable

IV. 3.3.2.8 Dosage des produits chimique du prétraitement

Il comprend les systèmes suivants :

IV. 3.3.2.8.1 Système de dosage SMBS (déchloration)

Le métabisulfite de sodium (SMBS) est ajouté à l'eau d'alimentation RO. Il élimine le chlore (déchloration) qui a été ajouté en amont des pompes d'alimentation du filtre pour la désinfection. Même de petites traces de chlore sont nocives pour les membranes RO car le chlore décompose la structure des membranes, ce qui entrave par conséquent la capacité de rejet du sel. La solution SMBS est injectée directement dans la conduite d'eau d'alimentation RO. Le bisulfite de sodium agit pour neutraliser tout le chlore libre dans l'eau d'alimentation RO.

IV. 3.3.2.8.2 Système de dosage antitartre (séquestrant)

Un antitartre est ajouté à l'eau d'alimentation des racks d'osmose pour empêcher l'accumulation de tartre sur les membranes résultant des produits chimiques ayant un potentiel d'entartrage tels que le carbonate de calcium et le sulfate de calcium. Le dépôt de tartre sur les membranes réduira la perméabilité en obstruant les pores et provoquera ainsi un encrassement. Un produit chimique nommé M 55 ou équivalent est utilisé. Le M 55 est injecté en aval du filtre à cartouche. L'utilisation d'antitartres de qualité garantit que le système reste propre plus longtemps (nécessitant moins d'entretien pour le nettoyage chimique). La récupération de l'eau produite peut être maximisée et les coûts d'exploitation sont minimisés.

IV. 3.3.2.9 Filtres à cartouches

Afin d'éviter la pénétration de particules fines ou de sable, le système de filtre à cartouche est installé après les filtres à sable comme protection. La filtration sur cartouche est la dernière étape du prétraitement avant que l'eau ne soit acheminée vers les unités d'osmose inverse. Les filtres à cartouche agissent comme un système de sécurité pour empêcher les fines particules de pénétrer dans les membranes RO.



Figure IV- 7: les filtres à cartouche

IV. 3.3.3 Système d'osmose inverse

Après le prétraitement, l'eau d'alimentation filtrée et déchlorée est pompée vers le système d'osmose inverse d'eau de mer (SWRO). La pression de l'eau d'alimentation du filtre à cartouche est ensuite augmentée à la pression requise par une pompe à haute pression. Le flux d'alimentation est divisé en deux flux, le flux de production appelé perméat et le flux de rejet appelé saumure suivant les taux respectivement 45 % et 55%. L'unité d'osmose inverse se compose de : pompes haute pression, de tubes de pression comportant les membranes, d'un dispositif de récupération d'énergie et de pompe booster.



Figure IV- 8: Photo d'une pompe booster

IV. 3.3.3.1 Modules de rack

L'eau d'alimentation sous pression provenant de la pompe HP et des sorties PX est introduite dans les tubes de pression RO, où environ (45 ± 2) % traversent la membrane comme eau douce. Le reste est collecté sous forme de saumure. Tous les modules RO doivent être installés sur chaque rack RO afin d'obtenir une très bonne distribution uniforme du débit d'eau de mer d'alimentation. Grâce au système de récupération d'énergie, il est possible de réutiliser l'énergie du concentrat grâce au système de récupération d'énergie, où le concentrat transmet son énergie directement à une partie de l'eau d'alimentation des membranes. Le perméat du



système SWRO sera collecté dans le réservoir de d'eau produite.

Figure IV- 9: Photo des modules RO

IV. 3.3.3.2 Dispositif de récupération d'énergie

Le système d'échangeur de pression transfère l'énergie directement de la ligne de saumure à la ligne d'alimentation RO, avec une efficacité de 95 à 97%. Les appareils fonctionnent sur le concept de cylindre rotatif (utilisé par l'appareil PX ERD). La haute pression de la saumure augmente la basse pression de l'eau brute à une pression juste en dessous de la pression de la saumure. L'avantage du dispositif échangeur de pression est qu'il récupère plus de 95% de l'énergie de la saumure, par rapport aux autres dispositifs de récupération d'énergie, qui en récupéreront probablement 70%. Cette récupération permet de réduire la puissance des pompes haute pression.



Figure IV- 10: Récupérateur d'énergie

IV. 3.3.3.3 Système de rinçage

Lors de l'arrêt de l'unité RO, les membranes sont rincées avec de l'eau à faible teneur en TDS. Ceci est particulièrement important dans le cas de l'eau de mer pour les raisons suivantes :

La corrosion des éléments en acier inoxydable dans l'eau stagnante est très élevée. Les antitartres produisent un état métastable par rapport à la précipitation de sels peu solubles. Au repos, des précipitations peuvent se produire dans les quatre heures si les membranes ne sont pas rincées. L'eau de perméat est utilisée pour rincer les membranes. L'eau de rinçage est fournie à partir du réservoir de perméat / rinçage, équipé d'une vanne qui s'ouvre en cas de rinçage. Des pompes de nettoyage sont également utilisées pour rincer les membranes RO. Le système de rinçage permet le rinçage des pompes HP, du système de récupération d'énergie, de la pompe booster et les membranes.

IV. 3.3.3.4 Système de nettoyage CIP

Chaque train RO doit être nettoyé par un système de nettoyage en place en cas de besoin. Ce système comprendra les éléments suivants :

- Un réservoir de nettoyage, avec un mélange approprié à l'aide de la pompe de nettoyage et d'autres accessoires nécessaires pour accomplir les dissolutions des produits chimiques de nettoyage ;
- Une tuyauterie ;
- Des collecteurs équipés de vannes et instruments nécessaires ;
- Les filtres à cartouche ;
- Tous les rejets du nettoyage de l'usine SWRO sont dirigés vers la bêche de neutralisation où ils seront neutralisés puis transférés vers le réservoir de décharge. Le système de nettoyage est dimensionné pour nettoyer un skid RO. [25]

IV. 3.3.4 Système de post-traitement

Il comprend les étapes suivant :

IV. 3.3.4.1 Système de reminéralisation

La reminéralisation est un processus d'ajustement du LSI du perméat d'osmose inverse pour maintenir l'eau dans un état neutre ; ni corrosif ni entartrant. Cela se fait en ajustant la dureté et l'alcalinité de l'eau en dissolvant la calcite (calcaire) dans l'eau.

La méthode d'injection du CO₂ adoptée dans le processus de l'usine, ajuste les pH comme, une dose de soude caustique est nécessaire pour se débarrasser du CO₂ résiduel et ajuster le pH. Dans notre cas, le perméat est divisé en deux parties. 50% de celui-ci est envoyé aux cellules de calcite tandis que les 50% restants sont envoyés dans le réservoir de mélange au niveau duquel il sera mélangé à l'eau reminéralisée. Le CO₂ est dosé dans l'eau motrice à travers un diffuseur de CO₂ pour être mélangé avec l'alimentation des cellules de calcite.

IV. 3.3.4.1.1 Système de mélange

L'eau reminéralisée sortant des cellules de calcite est ensuite acheminée vers le réservoir de mélange pour rencontrer la première partie du perméat. Dans ce réservoir, les deux flux sont mélangés pour donner le LSI ajusté.

IV. 3.3.4.1.2 Système de dosage des produits chimiques post traitement

Les systèmes de dosage des produits chimiques post traitement sont :

- Système de soude caustique.
- Système de dosage post-chloration.
- Réservoir d'eau produite.

Deux réservoirs sont conçus pour le stockage de l'eau traitée finale qui sera acheminée vers le réseau de distribution Ces deux réservoir sont en béton avec un revêtement approprié à base de peinture époxy ou similaire pour protéger les parois de l'agressivité de l'eau produite.

IV. 3.3.4.2 Système de rejet

Le système de rejet comprend les éléments suivants :

- Bâche de neutralisation.
- Pompes de neutralisation.
- Bâche de rejet.
- Systèmes de dosage d'acide et de soude caustique.

IV. 3.3.4.2.1 Bâche de neutralisation

La bâche de neutralisation est en béton armé recouverte d'une dalle, reçoit les eaux suivantes :

- Eau de traitement de la chaîne de boue.
- Eaux usées provenant du nettoyage chimique des membranes.

L'eau reçue dans la bâche de neutralisation est soumise à la soude caustique provenant de pompes doseuses caustiques et à l'acide chlorhydrique provenant de pompes doseuses d'acide

pour assurer une valeur de pH appropriée des eaux usées avant d'être rejetée dans la bêche de rejet et l'émissaire vers le milieu naturel.

IV. 3.3.4.2.2 Pompes de neutralisation

L'évacuation de l'eau, du bac de neutralisation est évacuée à faible débit à l'aide, deux groupes électropompes (1 + 1), dont un est de secours.

IV. 3.3.4.2.3 Bêche de rejet

La bêche de rejet est en béton armé, elle reçoit l'eau provenant du trop-plein de la bêche de saumure et de la bêche de neutralisation. Elle permet l'évacuation des rejets de la SWRO (SDEM) via la conduite d'évacuation.

IV. 3.3.4.2.4 Systèmes de dosage d'acide et de soude caustique.

Les doses d'acide ou de soude caustique garantissent que la qualité l'eau de rejet se situe dans les limites de sécurité et de conformité aux réglementations environnementales. Le système se compose de :

- Une pompe de déchargement d'acide,
- Un réservoir de stockage d'acide,
- Une pompe de dosage d'acide
- Une pompe de déchargement de soude caustique
- Un réservoir de stockage de soude
- Une pompe de dosage de soude caustique

Les pompes de déchargement de soude caustique et le réservoir de stockage de soude sont communs à la fois pour la neutralisation et le post-traitement.

IV. 3.3.5 Laboratoire de control :

La SDEM (SWRO) est équipée d'un laboratoire qui mesure les paramètres suivants :

- Calcium, Magnésium, Sodium, Potassium, Ammonium, Barium, Strontium, Aluminium, Fer et Manganèse.
- chlorures, sulfates, phosphate, nitrates, bicarbonate, carbonate, fluor, silice, bore et CO2 libre.
- fer total en ions et mg équivalent.
- PH.
- dureté totale, dureté calcique.
- Alcalinité.
- Solides totaux dissous.
- Coliformes totaux, coliformes fécaux, streptocoques.
- Conductivité.
- Indice de Langelier.
- Index Stiff Davis.
- SDI (automatique et manuel).
- Turbidité.

IV. 3.3.6 Salle de contrôle :

La salle de contrôle est munie d'ordinateurs, l'installation d'un système SCADA, permet à l'opérateur un suivi instantané de toutes les opérations du process et l'accès aux données de ces dernières, telles que l'état des équipements (ON-OFF-FAILURE) et les valeurs analogiques des différents éléments de l'usine. L'opérateur aura la possibilité à distance, de fonctionner/d'arrêter les pompes via les ordinateurs. [25]

IV. 4 Conclusion :

Ce chapitre, relate la description de tous les équipements du process de la SWRO (SDEM) de Corso. Ces équipements sont répartis sur deux lignes (unités) de capacité de production de 40 000 m³ chacune. La fragilité et la sensibilité des pompes HP et des membranes quant à la qualité d'eau de mer ainsi que la conformité aux réglementations environnementales impose un process très complexe expliquant ainsi la multitude des systèmes décrits. De ce fait, la gestion et l'exploitation de la SWRO (SDEM) de Corso sont des opérations très complexes.

CHAPITRE V
DIMENSIONNEMENT DE LA
STATION

V. 1 Introduction :

Le dessalement de l'eau de mer dans l'usine utilisant un procédé à osmose inverse, consiste à rabattre considérablement sa salinité de 38 000 - 39 000 mg /l à environ 200 - 400 mg/l. L'eau filtrée est considérée comme pure. L'approvisionnement en eau de mer se fait à partir d'une prise d'eau ouverte, cette eau est d'abord filtrée par une grille à barreaux et un tamis rotatif avant d'arriver à une station de pompage intermédiaire qui la refoule vers le clarificateur. Dans ce dernier, un coagulant puis un floculant lui sont administrés, ensuite l'eau est acheminée vers le décanteur lamellaire une autre station de pompage intermédiaire refoule l'eau sortant du décanteur vers des filtres à sable pressurisé. Après la filtration par le sable et avant d'alimenter l'usine les rack d'osmose inverse l'eau passe à travers des filtres a cartouche afin assurer un fonctionnement optimal des membranes.

Dans ce chapitre nous allons dimensionner tous les ouvrages et équipements entrant dans ce procédé.

V. 2 Dimensionnement de la station de dessalement :

Le dimensionnement de la station de dessalement consiste à calculer les dimensions des ouvrages et équipements de la manière citée ci-dessous.

V. 2.1 Dimensionnement de la tour de prise :

L'objectif principal des prises d'eau saline est de collecter une eau d'une qualité adéquate et constante d'un débit invariable pendant toute la durée de vie de l'usine de dessalement.

V. 2.1.1 Le calcul du débit brut :

Le débit brut dans la tour de captage est lié à la capacité de la station. Le débit d'eau traitée qu'on doit assurer pour l'AEP est :

$$Q_{\text{consommation}} = 80\,000 \text{ m}^3 / \text{j.}$$

On ajoute un débit supplémentaire pour un excès de production de 3% et des eaux de services, de lavage et d'incendie soit une majoration totale de 10%.

$$\text{Le débit supplémentaire est : } Q_{\text{service}} = 0.1 \times 80\,000 = 8000 \text{ m}^3 / \text{j}$$

Ainsi le débit d'eau à produire est : $Q_{\text{production}} = Q_{\text{consommation}} + Q_{\text{service}} = 80\,000 + 8\,000 = 88\,000 \text{ m}^3 / \text{j.}$

Le calcul du débit brut est lié au taux de conversion de la membrane qui est de 45% Cela veut dire que : 45% correspond au débit de production qui est : $Q_{\text{production}} = 88\,000 \text{ m}^3 / \text{j}$

100% correspond au débit brute alors : $Q_{\text{brute}} = 88000 \times (100/45) = 195\,555.55 \text{ m}^3 / \text{j}$

Le débit d'eau brute entré est : $Q_{\text{brute}} = 2.27 \text{ m}^3 / \text{s.}$

V. 2.1.2 Calcul des sections d'entrée de l'eau de mer :

La section efficace des ouvertures exposées d'entrée d'eau de mer, est calculée sans tenir compte des barreaux des grilles.

On considère que le régime est uniforme afin de pouvoir calculer la section. La vitesse d'entrée de la prise d'eau varie de 0,1 m/s à 0,15 m/s afin d'éviter l'aspiration des solides en suspension et des méduses [26]. Selon la loi nous avons :

$$Q_{\text{brute}} = V \times S_{\text{entrée}}$$

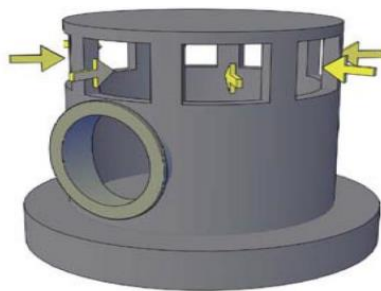
$$S_{\text{entrée}} = \frac{Q_{\text{brute}}}{v} = \frac{2,27}{0,1}$$

$$S_{\text{entrée}} = 22,7 \text{ m}^2$$

La surface exposée $S_{\text{entrée}} = 22,7 \text{ m}^2$.

La distance entre le fond de l'embouchure d'entrée et le fond de la mer doit être au moins 50 pour cent de la longueur des sections d'entrée, afin d'empêcher le transfert excessif de sédiments de fond dans les installations de prise d'eau en aval.

Le couvercle au-dessus des grilles joue le rôle d'un regard d'inspection pour la maintenance de la tour, a une épaisseur de 0.5m. [26]



[26]

Figure V- 1: Tour de captage

V. 2.1.3 Calcul de la hauteur des barreaux :

D'après l'étude bathymétrique, la zone d'implantation de la tour de prise est choisie en fonction du levé bathymétrique, du relevé de la qualité de l'eau et de la profondeur, nous avons :

$$h_{\text{barreaux}} = H_{s-b} - H_{s-vc} - H_{b-vc}$$

Avec :

H_{s-vc} : la profondeur entre la surface de la mer et le sommet de la limite de vitesse

H_{s-b} : La profondeur entre la surface et le fond de la mer. D'après le levé bathymétrique de l'emplacement de l'entrée sélectionné.

H_{b-vc} : La distance entre le fond de la mer et le bas de la section d'entrée.

$$h_{\text{barreaux}} = 10 - 1,5 - 7,16 = 1,34 \text{ m}$$

On prend la hauteur des barreaux $h = 1,5 \text{ m}$ avec un espacement de 10cm et une épaisseur de 1cm.

V. 2.1.4 Calcul du diamètre de la tour de prise :

On calcule le diamètre de la surface d'entrée comme étant le diamètre de la tour, la tour de prise est de forme cylindrique, la section périphérique est d'écrire par la formule suivante :

$$S_{\text{entrée}} = \pi \times d \times h_{\text{barreaux}} \quad \text{Avec :}$$

$S_{\text{entrée}}$: La surface d'entrée de l'eau de mer.

d : Le diamètre de la tour de prise.

h : la hauteur des barreaux.

$$d = \frac{S_{\text{entrée}}}{\pi \times h_{\text{barreaux}}}$$

$$\text{AN : } d = \frac{22,7}{(\pi \times 1,5)} = 4,8 \approx 5 \text{ m.}$$

Le diamètre de la tour de prise est de 5 mètre.

V. 2.1.5 Calcul du périmètre de la tour :

Nous procédons au calcul du périmètre :

$$S_{\text{entrée}} = b \times h_{\text{barreaux}}$$

$$b = \frac{S_{\text{entrée}}}{h_{\text{barreaux}}}$$

$$\text{A.N : } b = \frac{22,7}{1,5} = 15,13 = 15,5 \text{ m}$$

V. 2.1.6 Calcul du nombre des barreaux :

Le calcul se fait selon la loi suivante :

$$B = N(e + E) \quad \text{Avec :}$$

N : Le nombre des barreaux

e : épaisseur des barreaux

E : espacement entre les barreaux

$$\text{AN : } N = \frac{15,33}{0,1 + 0,01} = 137 \text{ barreaux}$$

V. 2.1.7 Le calcul de la section des barreaux :

$$S_{\text{barreaux}} = N \times e \times h \quad \text{Avec :}$$

e : l'épaisseur des barreaux

h : La hauteur des barreaux

N : Le nombre des barreaux

$$S_{\text{barreaux}} = 137 \times 0,01 \times 1,5 = 2,05 \text{ m}^2$$

V. 2.1.8 Le calcul de la surface des poteaux :

Vu que la forme de la tour est cylindrique pour maintenir le couvercle, on propose :

Le nombre de poteaux $n=6$

La répartition des forces est uniforme sur une surface circulaire.

Une longueur $h=1,5\text{m}$ (même longueur des grilles)

Une largeur de $l=0,5\text{m}$

$$S_{\text{poteaux}} = n \times h \times l \quad \text{Avec :}$$

S_{poteaux} : La section des poteaux

n : Le nombre des poteaux

h : La hauteur des poteaux

l : Le largeur des poteaux

$$A.N : S_{\text{poteaux}} = 6 \times 1,5 \times 0,5 = 4,5 \text{ m}^2$$

On calcul la section efficace qui correspond à la section de passage de l'eau à travers les barreaux :

$$S_{\text{efficace}} = S_{\text{entrée}} - S_{\text{barreaux}} - S_{\text{poutres}}$$

$$S_{\text{efficace}} = 22,7 - 2,05 - 4,5$$

$$S_{\text{efficace}} = 16,15 \text{ m}^2$$

Vérification dimensionnelle :

$$V_e = \frac{Q_{\text{brute}}}{S_e} = \frac{2,27}{16,14} = 0,14 \text{ m/s}$$

La vitesse d'entrée de l'eau de mer au niveau des grilles est dans l'intervalle acceptable, Donc le critère de la vitesse est vérifié.

Les dimensions de la tour de prise sont reportées dans le tableau récapitulatif suivant :

Tableau V- 2: Les dimensions de la tour de prise

Dimension	unités	Quantité
Débit d'eau brute	m^3/s	2,27
La section ouverte	m^2	16,15
Diamètre de la tour de prise	m	5
La hauteur des barreaux	m	1,5
La hauteur de la tour de prise	m	3,5

V. 2.2 Dimensionnement de la conduite d'amener

La conduite d'aménée est une conduite qui véhicule le débit d'eau brute.

V. 2.2.1 Le choix du diamètre de la conduite d'aménée :

La vitesse dans la conduite est comprise entre 1,3 et 2,0 m/s pour limiter la formation de dépôts (les moules et les Matières en suspension).

Le débit brut est de 195 555.55 m³ /j soit 2,27m³ /s.

On choisit une série de diamètres commerciaux pouvant véhiculer le débit tout en respectant les paramètres hydrauliques associés.

Pour la détermination du diamètre optimal, les pertes de charges sont calculées à partir de la formule de Colebrook :

$$j = \frac{\lambda}{D} \times \frac{V^2}{2g}$$

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \log \left(\frac{K}{3.7 \times D} + \frac{2.51}{Re \times \sqrt{\lambda}} \right) \quad \text{Avec :}$$

J : perte de charge unitaire par frottement en m de colonne d'eau par m de tuyau

λ : Coefficient de perte de charge sans dimension

D : diamètre intérieur du tube en m

V : vitesse d'écoulement (m/s)

g : accélération de la pesanteur en m/s²

K : coefficient de rugosité

Re : nombre de Reynolds

ϑ : viscosité cinématique de l'eau de mer 1.1×10^{-6} m²/s

Le nombre de Reynolds est calculé de la manière suivante :

$$Re = \frac{V \times D}{\vartheta}$$

On majore la perte de charge de 5%, pour prendre en considération les pertes de charge singulières.

Tableau V- 3: calcul des paramètres de chaque diamètre

Diamètre	Débit	Vitesse	Reynolds	λ	perte de charge linéaire	Perte de charge totale
1200	2,27	2,35	2582239	0,0139425	3,093	3,25
1300	2,27	2,0128	2388694,19	0,0137	2,053	2,1558
1400	2,27	1,7	2214547	0,013469	1,39	1,59
1600	2,27	1,33	1937839	0,0131	0,69	0,79

Interprétation des résultats :

- Le diamètre 1600 mm présente une vitesse d'écoulement à la limite de l'intervalle de 1,3 m/s et le diamètre 1200 présentes une vitesse découlement supérieur à 2m/s
- 1300 présentent une forte perte de charge et une vitesse limite qui ne fait pas de lui le meilleur choix technique ;
- Le meilleur choix reste le diamètre 1400 mm

Notre choix pour un diamètre est basé sur la vérification de la vitesse et de la perte de charge. Alors le diamètre le plus efficace dans ces caractéristiques est le DN1400 mm vu que :

- La vitesse est de l'ordre de 1.7m/s
- La perte de charge est de 1,39 m

V. 2.2.2 Calcul des pertes de charge dans la conduite d'amenée :

Nous présentons le détail de calcul des pertes de charge dans la conduite d'amenée (voir le tableau ci-dessous).

Tableau V- 4: Calcul de perte de charge pour une conduite assure 100% du débit

description	K	Vitesse (m/s)	Δh singulière (mce)	Δh linéaire (mce)
tuyauterie		1,7	/	1,39
La saleté	2	0,14	0,001019	/
grand réservoir	0,5	0,14	0,000254	/
rétrécissement	0,5	0,14	0,000254	/
trou d'homme	2,1	1,7	0,309300	/

Perte de charge totale dans la conduite d'amenée d'eau de mer est de : 1,70 mce

V. 2.3 Bassin de captage :

Le bassin de captage est un ouvrage qui permet de réceptionner les eaux de mer brutes et d'effectuer le prétraitement physique avant d'être expédiées vers le prétraitement chimique.

V. 2.3.1 Dimensionnement du bassin de captage :

Nous commençons d'abord par dimensionner des équipements du bassin.

V. 2.3.1.1 Dimensionnement du dégrilleur :

Pour dimensionner le dégrilleur, on doit déterminer la surface de la grille qui a pour rôle d'éliminer les déchets solides relativement volumineux. La formule est donnée par KIRSCHMER :

$$S = \frac{Q}{C \times V_e \times a} \quad \text{Avec :}$$

Qe : débit maximal à travers la grille en m³ /s soit 2,27 m³/s.

a : Coefficient de passage libre soit 0,125

V_e = Vitesse de l'écoulement à travers la grille (m/s), sa valeur est comprise en générale entre 0,50 m/s et 1 m/s. Cette vitesse peut atteindre 1 à 1,20 m/s au débit maximal. On prend 1 m/s.

C : Coefficient de colmatage dépendant de la qualité de l'eau et du système de reprise des résidus. Généralement : $0.1 < C < 0.3$ pour une grille manuelle. $0.4 < C < 0.5$ pour une grille automatique, on prend 0,5.

Les espacements inter barreaux est 35 mm et la largeur des barreaux est 5mm.

La surface du passage est : $S = 30\text{m}^2$

Pour le calcul de la largeur de la grille nous avons :

Les dégrilleurs sont verticaux donc Hauteur= Longueur

$$\text{Donc } S = L \times l = H \times l$$

On prend $H = 6\text{m}$

$$\text{La largeur total} = \frac{S}{h} = \frac{30}{6} = 5\text{m}$$

Ainsi on propose d'installer 3 dégrilleurs d'une largeur de 2m chacun.

On calcule la surface de passage des 3 dégrilleurs :

$$S = 3 \times 6 \times 2 = 36\text{m}^2$$

On vérifie la vitesse de passage à travers les grilles pour le débit de $2,27 \text{ m}^3/\text{S}$

$$V = \frac{Q}{C \times S \times a} = \frac{2,27}{0,5 \times 36 \times 0,125} = 1,00 \text{ m/s} \quad \text{C'est une vitesse admissible.}$$

Calcul des pertes de charge :

Les pertes de charges à travers la grille sont données par l'équation de Kirschmer :

$$\Delta H = \beta \left(\frac{d}{e} \right)^{4/3} \sin \theta \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad \text{Avec :}$$

d : Largeur des barreaux (m)

e : espacement entre les barreaux (m)

θ : angle d'inclinaison de la grille par rapport à l'horizontal

β : coefficient qui tient compte de la forme des barreaux Les valeurs de β sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau V- 5: les valeurs de β selon le type de barreau

Type de barreau	β
Section rectangulaire	4,42
Section rectangulaire en semi-circulaire à l'amont	1,83
Section rectangulaire avec arrondi en semi-circulaire à l'amont et à l'aval	1,67
Section circulaire	1,79
Section ovoïde avec une grande largeur à l'amont	0,76

on prend $\beta = 2,42$ pour une section rectangulaire

Ainsi la perte de charge est :

$$\Delta H = 2,42 \times \sin 90^\circ \times \left(\frac{0,8^2}{2 \times 9,81} \right) \times \left(\frac{5}{35} \right)^{4/3} = 0,00921$$

$\Delta H = 9 \text{ mm} \leq 80 \text{ mm}$ donc la perte de charge à travers la grille est admissible.

V. 2.3.1.1.1 Vérification de la vitesse de passage d'eau pour le débit maximal :

En cas de mise hors service de l'un des dégrilleurs pour son nettoyage ou sa maintenance, le système de dégrillage devrait assurer le passage du débit entré tout en maintenant une vitesse de passage comprise entre 0,5 et 1,5m/s

Nous procédons à la vérification de :

La surface de passage à travers deux dégrilleurs est

$$S = l \times h \times N = 6 \times 2 \times 2 = 24 \text{ m}^2$$

Ainsi la vitesse de passage est :

$$V = \frac{Q}{C \times S \times a} = \frac{2,27}{0,5 \times 24 \times 0,125} = 1,5 \text{ m/s} \rightarrow C \text{ est une vitesse limite.}$$

Les caractéristiques des dégrilleurs sont représentées dans le tableau ci-dessus :

Tableau V- 6: les dimensions du dégrilleur

Description	Valeur
Quantité	3
Débit nominal par dégrilleur	2724 m ³ /h
Débit maximal par dégrilleur	4086 m ³ /h
Espacement	35mm
Largeur d'une barre	5mm
Longueur	12m
Largeur	2m

V. 2.3.1.2 Dimensionnement du tamis à bande

On prend comme base de calcul :

Le débit d'eau brute : $Q = 2,27 \text{ m}^3/\text{s}$.

La vitesse de passage : entre 0,5 et 1,5 m/s.

Les caractéristiques du tamis sont les suivantes :

Tableau V- 7: les caractéristiques du tamis à bande

Description	Valeur
Quantité	3
Débit par Tamis	2724 m ³ /h
Maille	3mm
Longueur	12m
Largeur	1m

V. 2.3.1.3 Dimensionnement de la station de pompage

Nous commençons d'abord par le choix des pompes

V. 2.3.1.3.1 Critères de choix du nombre des pompes :

Le choix du nombre de pompe repose sur les critères suivants :

- Le débit à assurer par la station de pompage ;
- La hauteur manométrique totale de refoulement HMT ;
- Encombrement des équipements pour répondre à la construction du bâtiment la plus économique.

On choisit des pompes centrifuges radiales, le matériau super duplex du fournisseur SULZER.

Ce choix repose sur les raisons suivantes :

- Faible coût d'achat.
- Disponibilité dans le marché.
- Disponibilité de la pièce de rechange en cas de maintenance.
- Le matériau de construction super duplex résiste au milieu marin, très agressif.

V. 2.3.1.3.2 Dimensionnement de la conduite de refoulement :

Cette étape consiste à déterminer le diamètre de la conduite de refoulement et les pertes de charge qui en découlent :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q}{V \times \pi}} \text{ avec :}$$

D : diamètre de la conduite ;

V : vitesse d'écoulement ($2,5 < V \leq 3 \text{ m/s}$) ;

Q : Débit d'eau refoulée ;

Le calcul des vitesses ainsi que les pertes de charge des diamètres proposés sont dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 8: vitesses et les pertes de charge des diamètres

D extérieur (mm)	700	800	1000
D intérieur (mm)	655,6	738,8	923,6
V (m/s)	3,36	2,65	1,69
Reynolds	2182457	1936679	1549264
J	0,009206	0,00497	0,00157
Δh linéaire (mce)	1,74	0,938772	0,30
Δh total (mce)	2,00	1,08	0,34

Interprétation des résultats :

Les conduites de diamètres 700 et 1000 présentent respectivement des vitesses de refoulement supérieur et inférieur à l'intervalle admissible de ce fait on choisit la conduite en PEHD DN 800.

V. 2.3.1.3.3 Calcul de la hauteur manométrique totale HMT :

Elle correspond à la pression que devra fournir la pompe au fluide entre le point d'aspiration et l'entrée du bassin de coagulation, augmentée des pertes de charge. Elle est exprimée par la formules suivante :

$$HMT = H_g + \Delta H_t \quad \text{avec :}$$

HMT : la hauteur manométrique totale en m.c.e.

H_g : la différence d'hauteur géométrique en m.

ΔH_t : la perte de charge totale du circuit en m.c.e.

Les résultats de calcul de la HMT sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 9: Résultats de calcul de la HMT de la pompe

Description	Valeur
temps de pompage (h)	24
Q m3/h	4086
H géométrique m	29,85
Longeur de refoulement m	189
D (mm)	800
Vitesse (m/s)	2,65
Re	1936679
ΔH linéaire (m)	1,404821
ΔH total (m)	1,62
HMT (m)	31,47
P pompe KW	584,634
P moteur KW	779,512
h rendement %	75

V. 2.3.1.3.4 Le nombre de pompe :

Après le calcul de la HMT nous le projetons sur la courbe caractéristique des pompes afin de retrouver le débit correspondant, nous remarquons aussi que nous somme dans la plage du bon fonctionnement de la pompe

Nous procédons au calcul du nombre de pompe

$$N = \frac{Q \text{ une ligne}}{Q \text{ une pompe}} = \frac{4086}{1025} = 3,9 = 4 \text{ pompe par ligne de refoulement.}$$

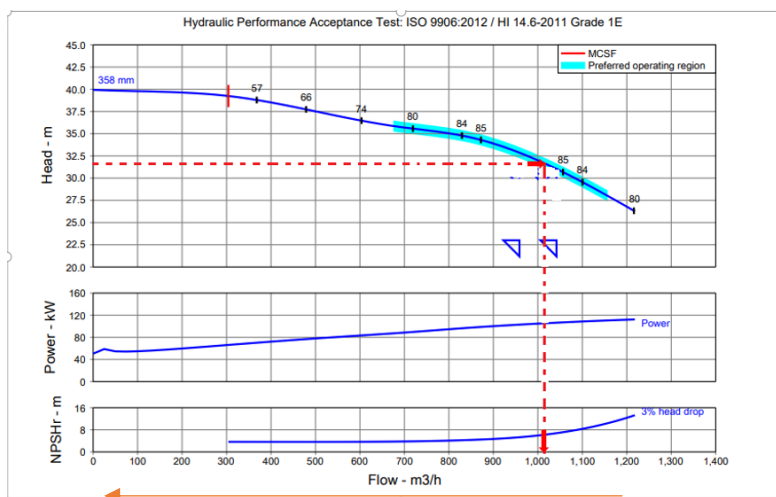


Figure V- 2: les courbes caractéristiques de la pompe

Choix du Nombre de pompes installées :

Pour refouler le débit de 8 172 m³ /h nous avons choisi 8+1 pompes de SULZER Modèle A42-200 SO installées en parallèle ; Nous proposons d'installer deux ligne de refoulement indépendante en PEHD véhiculant chacune la moitié du débit total.

V. 2.3.1.3.5 Dimensionnement de la conduite d'aspiration :

Chaque pompe installée aspire directement et de manière indépendante depuis la bache d'eau de mer.

Cette étape consiste à déterminer le diamètre de la conduite d'aspiration et les pertes de charge qui en découlent tel que $1 \leq V_{\text{admissible}} \leq 1,5 \text{ m/s}$

Tableau V- 10: Plage des diamètres de la conduite d'aspiration

D ext (mm)	560	630	710
Débit (m ³ /h)	1021,50	1021,50	1021,50
Vitesses (m/s)	1,35	1,07	0,84
Re	691618	614824	545645
λ	0,01687	0,01640	0,01595
J	0,00303	0,001637	0,00088
$\Delta H_{\text{linéaire}}$ (m)	0,015171	0,01	0,00
ΔH_{total} (m)	0,02	0,01	0,01

Analyse des résultats : les deux diamètres DN 560 et 630 vérifient la condition de vitesses donc on prend le plus économique DN 560 mm.

V. 2.3.1.3.6 Etude de cavitation

Pour qu'une pompe fonctionne normalement (sans cavitation), il faut respecter la condition

Suivante : $\text{NPSH disponible} > \text{NPSH requis} + r$ Avec :

NPSH requis : Charge absolue à l'entrée de la bride d'aspiration (avec la courbe donnée par le constructeur) ;

NPSH disponible : Charge nette d'aspiration disponible (Nette Positive Section Head)

r : La marge de sécurité varie entre 0.3 et 1 m.

V. 2.3.1.3.6.1 Calcul de NPSH disponible :

Elle est calculée par la formule suivante :

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} = \frac{P_{\text{atm}}}{\rho g} - (-H_a + \Delta h_{\text{asp}} + H_v) \text{ avec :}$$

$\frac{P_{\text{atm}}}{\rho g}$: Pression en mètre colonne d'eau au plan d'aspiration (m c e)

H_a : Hauteur verticale entre le niveau du liquide minimal et l'axe de la pompe (m) ;

H_v : Tension de la vapeur d'eau (m) ;

Δh_{asp} : Perte de charge à l'aspiration (m c e), calculée par la formule de colebrook

La tension de vapeur est en fonction de la température, les valeurs sont données en fonction de la température de l'eau dans notre cas l'eau de mer peut atteindre les 30°C donc on prend $H_v = 0,43$.

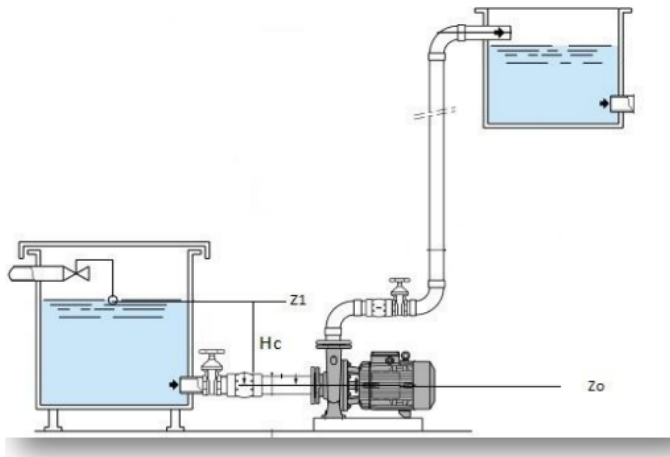


Figure V- 3 : fonctionnement d'une pompe en charge

On résume le calcul dans ce qui suit :

Tableau V- 11: NPSH disponible

Description	valeur
h/pg (m)	10
H_v (m)	0,43
H_c (m)	0,17
Perte de charge à l'aspiration (m)	0,02
NPSH disponible	9,72

NPSH requise : d'après les courbes caractéristiques de la pompe :

- $r = 1$ m
- NPSH requise = $6 + 1 = 7$ m

$$\rightarrow \text{NPSH disponible} \geq \text{NPSH requise} + r$$

Après la comparaison entre les deux valeurs de l'NPSH disponible et requis, la condition de non cavitation est vérifiée.

V. 2.3.1.3.7 Dimensionnement de la bache d'eau de mer :

La station de pompage fonctionne en 24h et doit assurer un débit d'eau brute au bassin de coagulation.

V. 2.3.1.3.8 Les dimensions du bassin de captage :

Le bassin de captage de forme trapézoïdale avec une largeur initial de 7m afin de permettre de placer les 3 dégrilleurs suivie des 3 tamis a bandes ayant une profondeur d'entrée de 12 mètres, dans la deuxième partie qui constitue la bêche d'eau de mer la profondeur est de 15 mètres avec une largeur de 13 m, la longueur total du bassin de captage est de 42m.

V. 2.4 Le prétraitement chimique :

Il permet de réduire la teneur des matières en suspension avant le traitement.

V. 2.4.1 Dimensionnement du bassin de coagulation :

Nous installons un mélangeur de type turbine à haut rendement de 60-200 tpm à l'intérieur du réservoir. Le dimensionnement se fait selon la loi suivante :

$$V = Q \times t_s \text{ avec}$$

V : volume du bassin en m³

Q débit d'eau en m³/s

t_s : temps de séjour dans le bassin

V. 2.4.1.1 Dimensionnement de l'agitateur mécanique :

Pour cela on utilise la loi suivante :

$$\text{Puissance requise pour le mélange : } P = G^2 \times \mu \times V_1 \quad \text{avec :}$$

- P : Puissance requise pour le mélange Watts
- G : gradient de vitesse sec⁻¹
- μ : Viscosité dynamique de l'eau N .sec/m²
- V₁ : Volume à mélanger par un seul mixeur m³

On calcule le diamètre de la turbine du mélangeur, nécessaire pour atteindre la puissance requise selon la loi :

$$D_i = \left(\frac{P \times g_c}{K_t \times n^3 \rho} \right)^{1/5} \quad \text{avec :}$$

- D_i : diamètre de la roue
- g : Accélération due à la gravité = 9.81 m/sec²
- P : Puissance requise pour le mélange = 11,520.50 Watts = 11.52 kW
- K_T : constante de la roue
- n : Vitesse de rotation en Hz= 63.00 tpm
- ρ : Masse volumique = 10100 kg/m³

Les critères de conception sont :

- Débit total m³/h Q=8172
- Nombre de compartiment 4
- Gradient de vitesse G=600 s⁻¹

- Masse volumique $\rho = 1010 \text{ kg/m}^3$
- Temps de séjour $t_s = 1 \text{ min}$

Les dimensions sont portées dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 12: dimensions du bassin de coagulation

Désignation	Valeur
débit par compartiment (m ³ /h)	2043
Nombre de compartiment	4
temps de séjour (min)	1
volume du bassin (m ³)	34,05
Hauteur (m)	3,5
Largeur(m)	3,5
longueur (m)	3
volume d'eau (m ³)	36,75
volume du Bassin réel (m ³)	47,5
temps réel de contact (seconde)	64,75
Diamètre de la roue calculé (m)	1,544
Diamètre sélectionné m	1,5

V. 2.4.1.2 3.1.3 Vérification dimensionnelle :

$$S1 = \frac{Da}{\text{largeur}} = \frac{1,5}{3,5} = 0,42 \leq 0,5 \rightarrow \text{admissible}$$

$$S2 = \frac{\text{hauteur}}{\text{Largeur}} = \frac{3,5}{3,5} = 1 \rightarrow \text{admissible}$$

Vérification du nombre de Reynolds :

Pour que le régime d'écoulement soit turbulent $N > 10,000$

$$AN : N = \frac{n D i^2 r}{\mu} = \frac{1,33 \times 1,5^2 \times 1000}{0,001} = 3000000 > 10000 \text{ vérifiée ;}$$

V. 2.4.1.3 Détermination du débit de la pompe doseuse

La solution de chlorure ferrique sera injectée dans le bassin de coagulation grâce à une pompe doseuse qui fonctionne à un débit proportionnel au débit de l'eau brute :

$$qp = \frac{Qt \times C_{coag} \times 100}{P \times d} \quad \text{Avec :}$$

qp : Débit de la pompe doseuse ;

QT : Débit total d'entrée (8172 m³/h) ;

C : Dose optimal du coagulant (10 ppm) ;

D : densité 1.42

P : pourcentage de concentration (40%) [27]

$$AN : qp = \frac{Qt \times C_{coag} \times 100}{P \times D} = 143,87 \text{ l/h}$$

V. 2.4.2 Dimensionnement du bassin de floculation :

Après la coagulation, l'eau passe au bassin de floculation où il ya un ajout du floculant qui permettra une meilleure décantation par la formation de floes facilement décantables.

Pour le dimensionnement on prend :

- Temps de floculation 20 min ;
- Débit=8172 m³/h
- Nombre de compartiment 8
- Gradient de vitesse $G=80 \text{ s}^{-1}$ tel que $G \leq 100 \text{ s}^{-1}$
- Temps de séjour 20 min

Les dimensions sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 13: les dimensions du bassin de floculation

DESIGNATION	VALEUR
Débit (m ³ / h)	8172
Nombre de compartiment	8
Débit par compartiment (m ³ / h)	1021,5
Temps de séjour min	20
Volume du bassin (m ³)	340,5
La profondeur (m)	7
La longueur (m)	8
La largeur calculée (m)	6,08
La largeur sélectionnée (m)	6
Le volume d'eau du bassin (m ³)	336
Le volume réel du bassin (m ³)	384
Temps de séjour réel min,sec	19 , 42

V. 2.4.2.1 Détermination du débit de la pompe doseuse

Le polymère sera injecté dans le bassin de floculation grâce à une pompe doseuse qui fonctionne à un débit proportionnel au débit de l'eau brute :

$$qp = \frac{Qt \times C_{polymer} \times 100}{P \times d} \quad \text{Avec :}$$

qp : Débit de la pompe doseuse ;

QT : Débit total d'entrée (8172 m³/h) ;

C : Dose optimal du floculant (0,5 ppm) ;

D : densité (1,06)

P : pourcentage de concentration (0,5) [27]

$$AN : qp = \frac{Qt \times C_{\text{coag}} \times 100}{P \times D} = 770,94 \text{ l/h}$$

V. 2.4.2.2 Calcul du diamètre du système d'agitation

- Le diamètre équivalent du bassin est donc : $T = \left(\frac{4 \times S}{\pi}\right)^{1/2} = 11,22 \text{ m}$
- Le système d'agitation est placé à 1/3 de H
- $B = H/3 = 1 \text{ m}$
- La puissance transmise : $P = G^2 \cdot \mu \cdot V = (80)^2 \times 1,01 \times 10^{-3} \times 346,5 = 2239,77 \text{ watt}$.
- La puissance fournie par le moteur, sachant que le rendement est 0.8.
 $P_m = P / \text{rendement} = 2239,77 / 0.8 = 2799,72 \text{ Watt}$

On prend les Caractéristiques de l'impulseur suivantes pour le calcul :

Tableau V- 14: Caractéristiques de l'impulseur données par le fabricant

Type	Diamètre m	Np
axiale	2	1,6
	2,6	0,31

On vérifie les rapports géométriques des deux diamètres proposés par le fournisseur. Le tableau suivant illustre les plages à prendre en considération des paramètres de calcul du diamètre du système d'agitation :

Tableau V- 15: la méthode de calcul du diamètre du système d'agitation

Rapport géométrique	Valeur typique	Diamètre de l'agitateur D (m)	
		2	2,6
D/T	0,17 – 0,4	0,17	0,23
H/D	2 - 4	1,8	1,34
H/T	0,34 - 1,6	0,32	0,31
B/D	0,7 - 1,6	0,6	0,44

On remarque que les valeurs du diamètre 2 m se rapproche le mieux des valeurs admissible .

V. 2.4.2.2.1 Calcul de la vitesse de rotation

La vitesse de rotation est exprimée par la loi suivante :

$$n = \left(\frac{p}{N_p D^5 \rho}\right)^{1/3}$$

D'où $n = 0,35 \text{ s}^{-1}$ soit 21tr/min.

V. 2.4.2.2.2 Vérification de la vitesse périphérique (V)

La vitesse périphérique doit être inférieure à 2,7 m/s afin d'éviter la cassure des floes. (op.cit)

$$V = n \times \pi \times D = 0,35 \times 3,14 \times 2 = 2,2 \text{ m/s} < 2,7 \text{ m/s. c'est vérifiée}$$

V. 2.4.3 Décantation :

L'eau s'écoule du réservoir de floculation vers le réservoir du clarificateur à travers le canal. Par conséquent, le nombre des bassins de floculations est le même que le nombre des clarificateurs, chaque bassin de floculation alimente un seul clarificateur. Ce dernier est un décanteur lamellaire

V. 2.4.3.1 La surface totale projetée

Le débit Q d'alimentation de l'unité de décantation, est le débit à traiter. L'équation caractéristique du décanteur lamellaire est la suivante :

$$STP = \frac{Q}{UH} \quad \text{Avec :}$$

STP : surface total projetée (m²)

Q : débit total à traité (m³/h)

UH : la charge hydraulique superficielle (m²/h. h)

Pour un rendement de décantation de 90%, la vitesse de chute des particules est comprise entre 0,5 et 1 m/h. Toutes les particules ayant une vitesse supérieure ou égale à la vitesse de Hazen sont éliminées.

V. 2.4.3.2 La longueur du décanteur

La longueur est déterminée en fonction de :

- La zone d'introduction d'eau brute (prise 0,4).
- La longueur projetée ;

V. 2.4.3.3 La hauteur du décanteur

Les différentes hauteurs d'un décanteur lamellaire :

h_0 : Hauteur d'eau au-dessus des plaques. Sa valeur correspond à la distance entre le haut des plaques et le canal d'évacuation des eaux, préconisée et souhaitable en l'absence de calcul précis est de 0,4 m pour éviter des phénomènes d'aspiration au niveau du canal.

h_1 : Zone de décantation correspondant à la hauteur occupée par les plaques soit 0,8m.

h_3 : Zone de turbulence, décantation des boues (soit 3m)

Tableau V- 16: dimension du décanteur

Désignation	Valeur
Débit total (m ³ /h)	8172
Nombre de compartiment	8
Débit par compartiment (m ³ /h)	1021
Surface totale projetée (m ²)	102,2
Longeur du réservoir (m)	18
Largeur du réservoir (m)	6
La hauteur d'eau (m)	5
La hauteur du réservoir (m)	6

V. 2.4.4 Dimensionnement de la bache d'eau clarifié

L'eau clarifiée qui provient des décanteurs lamellaires est stockée dans une bache tampon en béton qui servira à alimenter les lignes de production à travers 8 pompes intermédiaires d'alimentation des filtres à sable. Les dimensions sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau V- 17: Dimensions de la bache d'eau clarifié

réservoir d'eau clarifiée	Valeur
Débit (m ³ /h)	7716,07
Temps de rétention (min)	5
Volume cal (m ³)	643,005833
Volume du réservoir (m ³)	800
Largeur (m)	10
Longueur (m)	26
Profondeur d'eau requise (m)	3,07692308
Profondeur sélectionnée (m)	3
Volume d'eau final (m ³)	780
Volume du bassin (m ³)	1040

V. 2.4.5 Filtre à sable

La filtration est un procédé destiné à clarifier l'eau qui contient des matières en suspension par son passage à travers un lit constitué d'un matériau granulaire. Ce milieu est poreux.

V. 2.4.5.1 Filtres à sable rapide sous pression

Le filtre horizontal sous pression fonctionne avec une filtration à flux descendant à travers deux couches de médias et un support :

- Une couche supérieure de filtralite
- Une couche inférieure de sable,
- Un Gravier de support, ce dernier est situé immédiatement au-dessus du fond du filtre et permet de retenir le sable du milieu filtrant.

V. 2.4.5.1.1 La vitesse de filtration :

Les filtres fermés sous pression acceptent des vitesses de filtration beaucoup plus élevées que les filtres ouverts. Les valeurs sont comprises entre 5 et 20 m.h⁻¹ et la perte de charge peut atteindre 1,5 bar. [27]

V. 2.4.5.1.2 Dimensionnement du filtre à sable :

Les données de conception sont les suivant :

- Le débit d'eau à traiter pour alimenter l'osmose inverse : 8172m³ /h
- La viscosité dynamique du fluide : 0.00101 Pa.s
- La surface de la section transversale du filtre à sable : 50 m²
- La vitesse de filtration est choisie de telle façon que le régime de filtration reste en régime laminaire, nous avons pris : 10 m/h.

V. 2.4.5.1.2.1 Calcul de la surface filtrante S :

Le calcul de la surface filtrante dépend du débit d'alimentation et de la vitesse de filtration. Elle est donnée par la formule suivante :

$$S = \frac{Q}{v} \quad \text{Avec :}$$

S : Surface filtrante (m²).

Q : d'alimentation (m³/h).

V : Vitesse de filtration (m/h).

$$S = 817,2\text{m}^2$$

V. 2.4.5.1.2.2 Le nombre des filtres :

Le nombre des filtres à sable nécessaires est donné par la relation suivante :

$$NF = \frac{S}{St} \quad \text{Avec :}$$

NF : Nombres de filtres à sable.

S : Surface filtrante (m²).

St : Surface de la section transversale du filtre à sable (m²).

$$NFS = 16 \text{ filtres à sable}$$

Nombre de filtres à sable par unité :

$$NFSu = \frac{NFS}{Nu} \quad \text{Avec :}$$

Nu : Nombre d'unité = 2.

$$NFu = 8 \text{ filtres à sable par unité}$$

V. 2.4.5.1.2.3 Calcul des pertes de charge initiale dans le filtre à sable :

Pour calculer les pertes de charge, nous commençons d'abord par calculer le nombre de Reynolds particulaire donné par l'équation :

$$Rey = \frac{\rho * Dp * V}{\mu} \text{ Avec :}$$

ρ : Masse volumique de l'eau de filtration (1010 Kg/ m³).

Dp : diamètre de la particule en m

μ : Viscosité dynamique de l'eau (0.00101 Pa.s).

V : Vitesse de filtration (5 à 20 m/h), nous avons pris 10 m/h.

La vitesse de filtration est choisie de telle façon que le régime de filtration reste en régime laminaire. Les valeurs sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 18: les valeurs du nombre de Reynolds de différentes couches

La couche	Nombre de Reynolds
Filtralite	4,44
Sable	2,22
Gravier	9,444

Ainsi, dans les trois cas $Rey < 10$, alors le régime d'écoulement dans le filtre est bien laminaire. Les pertes de charges se calculent à l'aide de l'équation de Blake-kozeny

$$\Delta P = \frac{150(1 - \varepsilon)^2}{Rey \times \varepsilon^3} \times \frac{L}{Dp} \rho V^2 \text{ Avec :}$$

Rey : nombre de Reynolds particulaire

ρ : Masse volumique de l'eau de filtration (1010 Kg/ m³).

ε : Porosité de la couche filtrante.

μ : Viscosité dynamique de l'eau (0,001 Pa.s).

V : Vitesse de filtration 10 m/h .

Les résultats de calcul sont présentés dans le tableau

Tableau V- 19: calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable

Les couches	Diamètre (mm)	Porosité ε	La hauteur (m)	Nombre de Reynolds	de perte de charge (mce)
Anthracite	1,6	0,55	0,4	4,44	0,809
Sable	0,8	0,45	0,4	2,22	8,821
gravier	4	0,65	0,2	9,444	0,028
				total	9,658

Ainsi la perte de charge dans le filtre à sable est : $\Delta h = 9,66 \text{ mce} = 0,966 \text{ bar}$

Les caractéristiques du filtre à sable choisis sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 20: les caractéristiques du filtre à sable

Désignation	valeurs
Débit d'alimentation m ³ /h	8172
Vitesse de filtration (m/h)	10
Surface transversale d'un filtre (m ²)	50
Nombre de filtre	16
Perte de charge (Bar)	0,96
Diamètre du filtre (m)	4
Longueur du filtre(m)	15
Débit du filtre (m ³ /h)	510,75
Pression de service du filtre à sable (bar)	8

V. 2.4.6 Filtration à cartouches 5 µm

Dans notre étude, nous avons opté pour les cartouches filtrantes à membranes qui offrent une grande précision de filtration, même dans des environnements agressifs ou corrosifs qui est le cas de l'eau de mer. Ils sont fabriqués avec une membrane en polytétrafluoroéthylène (PTFE), avec des couches et des composants supplémentaires de support en polypropylène. Elles présentent les caractéristiques portées dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 21: caractéristiques des cartouches de microfiltration

Cartouche de microfiltration	
Matériau	Polypropylène
Longueur	1016 mm
Diamètre	69 mm
Degré de filtration	5 µm
Température de fonctionnement maximale	95°C
Perte de charge	1,2 bar
Débit	11m ³ /h
Filtre à cartouches	
Nombre de cartouches par filtre	98
Pression maximale	10 bars
Pression nominale	4 bars

(EATON, 2020)

V. 2.4.6.1 Calcul du nombre de cartouches :

Le nombre de cartouches de la station de dessalement est calculé comme suit :

$$NC = \frac{Q}{QC} \quad \text{Avec :}$$

NC : Nombre de cartouches.

Q : Débit total à filtrer (prévenant de la filtration granulaire) (m³/h).

QC : Débit unitaire de la cartouche (m³/h).

V. 2.4.6.2 Calcul du nombre de filtres à cartouches :

Donc le nombre de filtres à cartouches à installer est :

$$NFC = \frac{NC}{98} = 4$$

Les résultats de calcul sont reportés dans le tableau suivant :

Tableau V- 22: caractéristique du filtre a cartouche

Débit total à filtrer	8172m ³ /h
Nombre d'unité	2
Débit unitaire de la cartouche	11 m ³ /h
Nombre de cartouches	742
Nombre de cartouches par filtres	98
Nombre de filtre a cartouches total	8
Nombre de filtre a cartouches/unité	4

V. 2.4.7 Dimensionnement du pompage intermédiaire :

Nous pouvons dimensionner les pompes intermédiaires maintenant que nous avons calculé les pertes de charge dans les filtres.

V. 2.4.7.1 Dimensionnement des conduites :

La vitesse d'écoulement de l'eau dans les conduites en PEHD est préconisée entre 1m/s et 3m/s. Nous choisirons une vitesse d'écoulement pour l'eau $V = 2 \text{ m/s}$

Nous avons deux lignes de traitement. On rajoute à chaque ligne le débit de rinçage des filtres à sable ce qui porte le débit de chaque unité à :

$$Q_{eau} = 4566 \text{ m}^3/h$$

Donc le diamètre de la conduite d'eau est calculé par la relation :

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 * Q_{eau}}{\pi * v_e}\right)}$$

$$D = 899 \text{ mm}$$

On opte pour une conduite en PEHD de diamètre extérieur : $DN = 1000 \text{ mm}$.

V. 2.4.7.2 Les pertes de charge totales :

Pour le diamètre nominal (DN) = 1000 mm, la vitesse est : $v = 1,89$ m/s.

Le régime d'écoulement est turbulent car $Re = 1735445,54 > 10000$, les pertes de charge dans la conduite de refoulement jusqu'au bâtiment du RO les pertes de charge sont données par la formule de Colebrook. Les résultats sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 23: perte de charge dans les conduites intermédiaires

Désignation	Valeur
Q (m ³ /h)	4566
Longueur de refoulement (m)	110,00
Diamètre intérieur (mm)	923
V (m/s)	1,90
Re	1732289
Lamda	0,014577
Δh linéaire (m)	0,404
Δh total (m)	0,47

V. 2.4.7.3 Calcul de la hauteur manométrique totale (HMT) :

Le pompage intermédiaire doit assurer une pression minimale de 4 bars à l'entrée du filtre à cartouche et 2 bars à l'entrée des pompes à haute pression dans le bâtiment RO. La HMT nécessaire est calculée comme suit :

$$HMT = Hg + \Delta H + Pg$$

Avec :

Pg : Pression minimale à assurer = 40 mce

Hg : Hauteur géométrique = 10 m

ΔH : perte de charge dans la conduite et dans les filtres = (0,47+12+9,6) =22 mce

Les caractéristiques de la pompe sélectionnée sont indiquées dans le tableau :

Tableau V- 24: Les caractéristiques de la pompe

Nombre de pompes	Débit unitaire	HMT	Model
8	1141,5	80	SULZER A42-200 SO

V. 2.4.8 Dimensionnement de l'unité de l'osmose :

Nous avons utilisé le logiciel de simulation TORAY DESIGN SYSTEM 2.0 pour dimensionner l'unité de traitement par osmose inverse.

V. 2.4.8.1 Présentation du logiciel TORAY DESIGN SYSTEM 2.0 :

Le logiciel Toray Design System 2.0 est un outil spécialisé dans la simulation et le dimensionnement d'unités d'osmose inverse. Développé par Toray, ce logiciel permet de modéliser efficacement des systèmes de dessalement d'eau. Grâce à ses fonctionnalités

avancées, il aide à optimiser le choix des membranes et à prédire les performances des systèmes d'osmose inverse en fonction des paramètres spécifiques tels que la qualité de l'eau d'alimentation, les débits et les exigences en matière de récupération d'eau. Le logiciel assure des conceptions fiables et performantes, tout en minimisant les coûts opérationnels et énergétiques.

V. 2.4.8.1.1 Paramètre de fonctionnement de logiciel (TORAY)

Les paramètres à introduire dans le système sont cités dans les étapes de conception ci-dessous.

V. 2.4.8.1.1.1 Les étapes de conception :

Les étapes de conception sont :

a) Introduction des paramètres de fonctionnement :

Les paramètres de fonctionnement à introduire sont :

- Les paramètres de qualité d'eau de mer (voir figure V-4).
- Les caractéristiques de la membrane (voir figure V-5)

Ions			
Cations		Courant actuel: 1	
ions	mg/l	mEq / L	ppm CaCO3
Ca	440,00	21,9561	1098,79
Mg	1400,00	115,2026	5765,32
Na	11827,89	514,4840	25747,35
K	445,00	11,3817	569,59
Ba			
Sr			
NH4			
Fe			
Totaux	14112,8850	663,0244	33181,0565

Anions			
ions	mg/l	mEq / L	ppm CaCO3
HCO3	159,90	2,6206	131,15
Cl	21100,08	595,1564	29784,60
SO4	3110,00	64,7501	3240,42
NO3	0,70	0,0113	0,56
F	0,60	0,0316	1,58
Br			
B	4,40	0,4070	20,37
SiO2	0,24	0,0040	0,20
PO4			
CO3	1,42	0,0474	2,37
CO2	5,38	0,1222	6,12
Totaux	24377,3440	663,0244	33181,0564

Figure V- 4 : Les analyse d'eau de mer

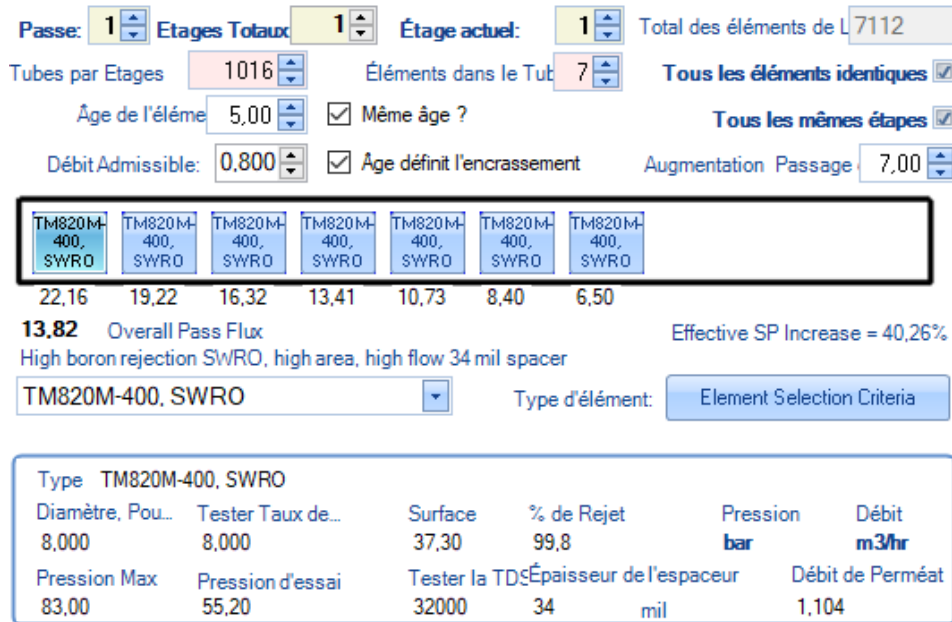


Figure V- 5: interface du logiciel (caractéristique de la membrane)

b) La conception du schéma du système d'osmose inverse :

La conception du schéma du système d'osmose inverse opté, est illustré par la figure V-6 ci-dessous :

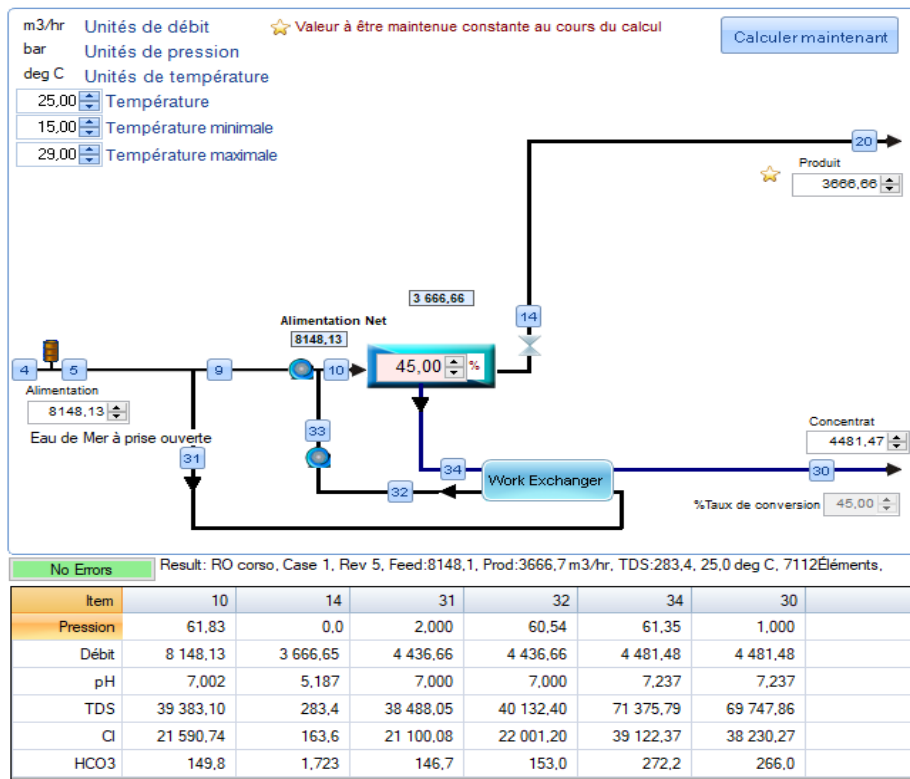


Figure V- 6: la conception du schéma du système RO

c) Les résultats de la simulation :

Les résultats obtenus sont illustrés par les figures suivantes :

Passer 1 Passe 2

Paramètre	Etage 1	Etage 2
Perte DP Interbanc-bar	0,00	
Boost Inter-étages -bar	0,00	
Pression Alimentation Etage...	61,90	
DP Etage-bar	0,49	
Débit de tête-m ³ /hr	8,04	
Flux de tête-l/m ² /hr	22,20	
Flux Etage-l/m ² /hr	13,86	
Concentrate demier Elém-m...	4,42	
Demier Concentrat:Produit	18,14	
Produit Etage-m ³ /hr	3677,45	
TDS Etage-mg/l	282,67	
Pression Perméat-bar	0,00	
Demier Beta	1,059	

Figure V- 7: les paramètres de fonctionnement à l'intérieur du module

		Dans l'ensemble	Passer 1
TDS eau brute	mg/L	38 490,2	39 383,1
EC @25C / @25,00C	uS	55 306,2 / 55 306,2	56 320,6 / 56 320,6
Pression d'Alimentation	bar	2,000	61,83
Température	deg C	25,00 Min:15,000 MAX:29,00	
DP Totale	bar	0,485	0,485
Pression du Concentrat	bar	1,000	61,35
Débit admissible	5,00 ans		0,800
PS % Augmentation (Max)	5,00 ans		40,26%
Taux de Conversion	%	45,00%	45,0%
Débit d'Alimentation	m ³ /hr	8 148	8 148
Débit Produit	m ³ /hr	3 667	3 667
Flux moyen	l/m ² /hr	13,822	13,822
Débit Concentrat	m ³ /hr	4 481	4 481
TDS Produit	mg/L	283,4	283,4
TDS Concentrat	mg/L	69 748	71 376
kW Pompe HP primaire	kilowatt	1 060,78	242,6
kW Pompe d'alimentation	kilowatt	581,4	
kW Pompe Produit	kilowatt	38,17	
Puissance économisée	kilowatt	7 411,40	
Puissance utilisée Booster SRE	kilowatt	198,6	
Pression de Refoulement & élévation Boost du SRE	bar	1,000	1,290
Consommation Energétique	kWh/m ³	0,289	0,0662

Figure V- 8 : les résultats détaillés de la simulation

La figure V-7 présente les résultats détaillés de la simulation d'une station de dessalement par osmose inverse. Elle comprend les débits, les pressions, les concentrations de solutés (TDS), et la puissance requise pour le fonctionnement du système.

Ions		Alimentation	Alimentation Net	Conc.	Produit
Ca	mg/L	440,0	450,3	799,1	0,968
Mg	mg/L	1 400	1 433	2 543	3,081
Na	mg/L	11 828	12 103	21 424	99,94
K	mg/L	445,0	455,3	804,9	5,257
Ba	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
Sr	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
NH4	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
Fe	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
HCO3	mg/L	159,9	149,8	266,0	1,721
Cl	mg/L	21 100	21 591	38 231	163,1
SO4	mg/L	3 110	3 195	5 669	7,680
NO3	mg/L	0,700	0,716	1,265	0,0093
F	mg/L	0,600	0,614	1,085	0,008
Br	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
B (Bore)	mg/L	4,400	4,484	7,322	0,870
SiO2	mg/L	0,240	0,246	0,434	0,0029
PO4	mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0
CO3	mg/L	1,423	0,427	1,639	1,64E-05
CO2	mg/L	5,379	15,836	15,437	17,361
TDS	mg/L	38 490	39 383	69 748	282,7
EC @25C / @25,00C	uS	55 306 / 55 306	56 321 / 56 321	89 960 / 89 960	579,0 / 579,0
pH	pH	7,500	7,002	7,237	5,187
Pression Osmotique (DS1 / Pitzer)	bar	28,315 / 27,70	28,958 / 28,37	50,692 / 52,01	0,231 / 0,24
ISL/ISSD		0,52 / -0,36	0,01 / -0,89	1,02 / -0,28	-6,12 / -6,10
CaSO4 / SrSO4 %	%	24,9% / 0,0%	25,7% / 0,0%	53,9% / 0,0%	0,0% / 0,0%
BaSO4 / SiO2 %	%	0,0% / 0,2%	0,0% / 0,2%	0,0% / 0,3%	
Pitzer % Solubilité	Calcite/Dolomite	82% / 1 727%	26% / 171%	130% / 4 500%	
Pitzer % Solubilité	CaSO4/SrSO4	25% / 0%	26% / 0%	50% / 0%	

Figure V- 9 : la qualité de l'eau après simulation

La figure illustre la qualité de : l'eau brute, l'eau d'alimentation nette, le perméat et la saumure.

V. 2.4.8.2 Pompe haute-pression :

Les pompes haute-pression d'alimentation des modules d'osmose inverse sont cruciales pour fournir la pression nécessaire à la filtration, assurant ainsi la séparation efficace des sels et contaminants dissous.

La pompe HP présente les caractéristiques ci-dessous :

Tableau V- 25:caractéristiques de la pompe HP

Type de pompe	Nombre des pompes	Débit des pompes	Pression des pompes
Haute-pression	4	1018,51 m ³ /h	62 bars

V. 2.4.9 La reminéralisation :

La reminéralisation à travers un lit de calcite donne une eau plus douce, alors que la reminéralisation par les méthodes utilisant les réactifs chimiques engendre une augmentation significative de la conductivité de l'eau produite. La reminéralisation à travers un lit de calcite est efficace et simple. Elle nécessite une quantité minimale en CO₂, presque la moitié de celle exigée par la méthode utilisant la chaux. Elle n'exige pas d'efforts majeurs ou des précautions dans son exploitation. En plus, cette méthode permet de prendre toutes les mesures nécessaires pour assurer la sécurité et protéger la santé du personnel.

V. 2.4.9.1 Dimensionnement du réservoir du lit calcite :

A la sortie de l'unité de l'osmose inverse 50% des eaux de perméat sont acheminé gravitairement vers le réservoir du lit calcite tandis que l'autre moitié est directement transportée vers le réservoir de stockage.

Les bases de conception sont :

- Débit d'alimentation : 3677 m³/h
- Pourcentage de passage à travers le lit : 50%
- Nombre de compartiments : 8
- Vitesse superficielle : 13 m/h
- Temps de rétention : 13min

Les dimensions sont présentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau V- 26: Dimensions du réservoir de reminéralisation

Désignation	Valeur
Débit par compartiment (m ³ /h)	230
Longueur (m)	5
largeur (m)	3,5
Temps de rétention réel	13,14
La profondeur (m)	2,84
Profondeur totale de l'eau (m)	3,5
Dimension du bassin (m)	5×3,5×3,5

V. 2.4.10 Dimensionnement du bassin de stockage :

Le bassin de stockage est dimensionné (voir le tableau ci-dessous) afin d'assurer le mélange des eaux reminéralisées et les eaux du perméat et de les stockées avant leur expédition.

Tableau V- 27: dimensions du réservoir de stockage

désignation	Valeur
Débit (m ³ /h)	3677,46
Temps de rétention (h)	4
Le volume du bassin m ³	15 000
Longueur (m)	60
Largeur (m)	50
Hauteur de l'eau (m)	5
Les dimensions : (m×m×m)	60×50×6

V. 3 Analyse des résultats :

Nous présentons dans le tableau ci-dessous les dimensions des installations existant dans la station avec ceux dimensionnées au cours de ce chapitre.

Tableau V- 28 : comparaison entre les installations existantes et dimensionnée de la station :

Installation	Unité	L'existant	Dimensionnées
Diamètre de la tour de prise	m	3,6	5
Bassin de captage		42	60
Bassin de coagulation	m ³	41	47
Bassin de floculation	m ³	420	384
Bassin de décantation	m ³	1320	650
Nombre Filtre à sable	unité	16	16
Filtre à cartouche	unité	8	8
Nombre de module	unité	1016	1016
Volume bassin de reminéralisation	m ³	58	62
Bassin de mélange	m ³	180	/
Volume bassin de stockage	m ³	15 000	15 000

Interprétation des résultats :

Les dimensions des équipements ci-dessous restent inchangées par rapport aux spécifications existantes. Le nombre de filtres à sable demeure 16 unités de même pour les filtres à cartouches de 8 unités, tandis que le nombre de modules reste constant à 1016 unités. De plus, le volume du bassin de stockage est maintenu à 15 000 m³, sans modification, le volume du bassin de coagulation et du bassin de reminéralisation sont similaires à ceux existant. Ces éléments montrent que certaines parties du système étaient déjà optimisées ou adéquates par rapport aux exigences du projet, et n'ont donc pas nécessité de changement.

Nous avons constaté une réduction de la taille du bassin de captage ainsi que celui de floculation de 420 m³ à 384 m³, tout en maintenant l'efficacité du processus. Une optimisation majeure concerne le bassin de décantation, l'une des plus grandes différences a été la suppression complète du bassin de mélange, on choisit d'intégrer sa fonction directement au niveau du réservoir de stockage de 15 000 m³, assurant ainsi que le mélange reste optimal sans avoir besoin d'une infrastructure séparée. Cette approche permet de maximiser l'espace disponible et de réduire les coûts d'installation.

Concernant la tour de prise, le diamètre a été augmenté de 3,6 m à 5 m pour garantir une surface d'entrée d'eau suffisante, permettant ainsi de maintenir un débit de 2,27 m³/s tous en assurant que la vitesse de l'eau reste dans l'intervalle acceptable. Avec le diamètre de 3,6 m du système existant, la surface de passage était trop réduite, ce qui augmentait la vitesse à 0,2 m/s, une valeur trop élevée pour le bon fonctionnement du système.

V. 4 Conclusion :

Dans ce chapitre, nous avons présenté le dimensionnement de l'usine de dessalement d'eau de mer de CORSO, du captage des eaux de mer jusqu'au stockage des eaux traitées en passant par les différentes étapes de prétraitement, du dessalement par l'osmose inverse et du post traitement afin d'assurer une eau de qualité et une production journalière des 80 000 m³ dans les conditions de fonctionnement optimales de la station.

CONCLUSION GENERALE

Le recours au dessalement comme solution palliatif au manques de ressources, font partie des ressources communément appelées ressources d'eau non conventionnelles.

L'étude concerne la station de dessalement de CORSO avec une capacité de production de 80 000 m³/j d'où la nécessité de décrire cette station et son fonctionnement. L'étude de faisabilité a été réalisée par une approche de dimensionnement des ouvrages et des équipements de différentes étapes des procédés.

Le logiciel TORAY DESIGN SYSTEME 2.0 et le logiciel de l'équilibre calco-carbonique ont été respectivement utilisé pour le dimensionnement du système d'osmose inverse et la reminéralisation, les résultats obtenus sont :

- Une tour de prise avec un diamètre de 5m et une hauteur de 3,5m du fond marin.
- Une conduite d'mener de diamètre 1400mm en PEHD.
- Un bassin de captage d'eau de mer brute avec une largeur de 7m a l'entrée et une longueur de 17m contenant 3 dégrilleur suivie de 3 tamis a bande relié à une station de pompage de 8 pompes des eaux brute par une bache d'eau.
- Le prétraitement chimique concerne un 4 bassins de coagulation d'un volume de 47 m³ chacun et de 8 bassins de floculation de 384m³ chacun, et de 8 bassin de décantation présentant un volume de 650 m³chacun.
- Les 14 filtres à sables suivie des 8 filtres à cartouche sont alimentés par une station de pompages intermédiaires de 8pompes.
- L'unité de l'osmose inverse est composée de 8 skids de 8pompes HP et 8pompes booster.
- La reminéralisation des eaux dessalée se fait à travers le passage de 50% du débit dans le bassin de reminéralisation d'un volume de 85m³.
- Le bassin de mélange et de stockage présente un volume de 15 000 m³.

De ce fait, la station est hydrauliquement faisable, dans l'ensemble elle répond aux conditions de fonctionnement néanmoins, par notre approche nous avons retrouvé des axes d'optimisation.

Ces optimisations réduiront les couts de réalisation des ouvrages. Ces changements ont permis d'améliorer la performance tout en optimisant l'utilisation des ressources.

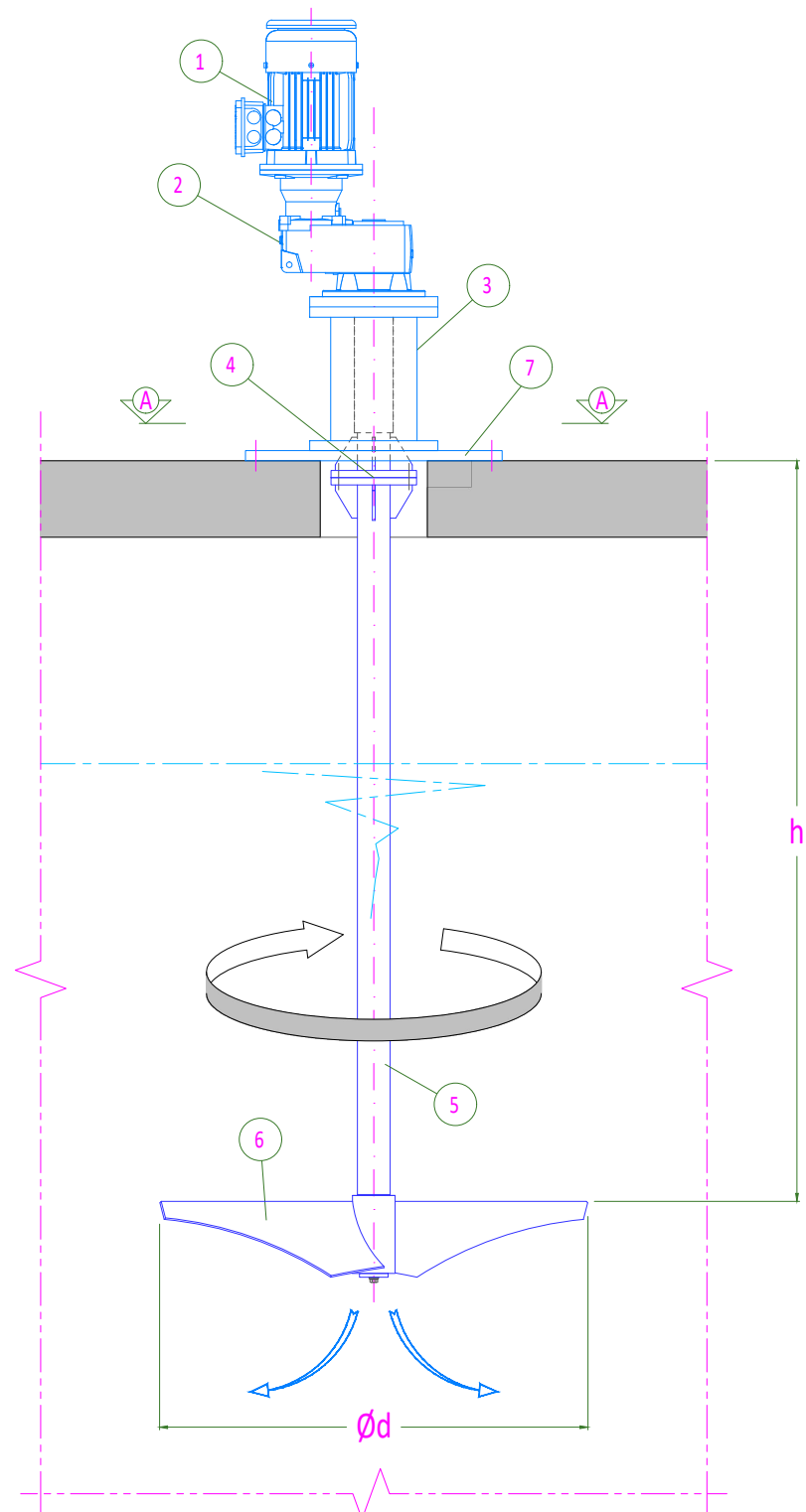
L'installation d'une station de dessalement d'osmose inverse dépend d'une multitude de paramètres de fonctionnement .par conséquent elle nous renseigne sur la complexité de la gestion et de l'exploitation d'une tel station.

Références bibliographiques

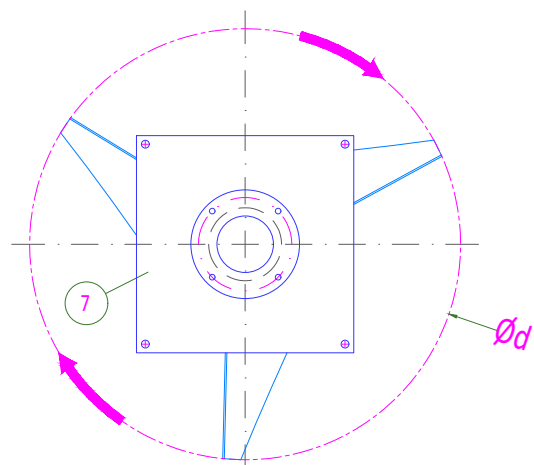
- [1] : Rodell, M., Famiglietti, J.S., Wiese, D.N. et al. (2018). *Emerging trends in global freshwater availability*. Nature 557.
- [2] Toray Industries. (2020). *Sustainable Seawater Reverse Osmosis Desalination as Green Desalination in the 21st Century*. *Journal of Membrane Science and Research*.
- [3] *Freshwater 101 Interactive*. National Geographic. Consulté en juin 2024, à l'adresse : <http://environment.nationalgeographic.com/environment/freshwater/freshwater-101-interactive>
- [4]: Mitchell, et al. (2003). *Water footprint – training material* [Présentation]. Jordanie, 2013. Basé sur la norme ISO 14046.
- [5] Pfister, S., Koehler, A., & Hellweg, S. (2009). L'empreinte hydrique: un indicateur de durabilité. *Environmental Science & Technology*, 43(11), 4098–4104.
- [6] *Objectifs de développement durable*. Nations Unies. Consulté en juin 2024, à l'adresse : <https://sustainabledevelopment.un.org/sdgs>
- [7] Moezas, M., & Ghosn, A. (octobre 2013). *État des lieux du secteur de l'eau en Algérie*. Rapport réalisé pour le ministère des Ressources en eau. Institut de prospérité économique du monde méditerranéen (IMPED).
- [8] Présentation : la mobilisation de la ressource.(2018) .Agence de Bassin Hydrographique Constantinois-Seybousse-Mellegue (ABHCSM).
- [9] Moezas, M., & Ghosn, A. (octobre 2013). *État des lieux du secteur de l'eau en Algérie*. Rapport réalisé pour le ministère des Ressources en eau. Institut de prospérité économique du monde méditerranéen (IMPED).
- [10] sources MRE)
- [11] : Rezim, F., & Tachetaoui, K. (2020). *Étude de performance de la station de dessalement d'eau de mer de Fouka, wilaya de Tipaza* [Mémoire de master].
- [12] : Bessenasse, M. (2006). *Dessalement d'eau de mer : étude de trois stations du littoral algérois*. Université Saad Dahleb, Blida.
- [13] Kettab, A., & Bessenasse, M. (2020). *Dessalement d'eau de mer : option incontournable pour l'Algérie*.
- [14] Bryden, H. L., Candela, J., & Kinder, T. H. (1994). *Exchange through the Strait of Gibraltar*.
- [15] Millot, C., & Taupier-Letage, I. (2005). *Circulation in the Mediterranean Sea*. Dans A. Saliot (Éd.), *The Mediterranean Sea*.
- [16] Poulos, S. E., & Collins, M. B. (2002). Fluvial sediment fluxes to the Mediterranean Sea: A quantitative approach and the influence of dams.

- [17] Rovel, J.-M., & Danis, P. (2003). *Dessalement de l'eau de mer*. Environnement - Sécurité | Technologies de l'eau.
- [18] Kucera, J. (2019). *Desalination: Water from Water* (2nd ed.). Wiley. ISBN: 978-1-119-40774-4.
- [19] Rovel, J.-M. (2010). *Dessalement de l'eau de mer* (Réf. : W5700 V1). Environnement - Sécurité | Technologies de l'eau.
- [20] Maurel, A., 2002. *Dessalement des eaux de mers et des eaux saumâtres*, Editions Lavoisier, Paris.
- [21] : Etori, A. (2011). *Vieillesse chimique de membranes d'osmose inverse* (Thèse de Doctorat). Université de Toulouse, Toulouse, 240 p.
- [22] : Mehdi, M. (2006). *Optimisation des systèmes de dessalement par osmose inverse : conception, paramètres de fonctionnement et simulation numérique* (Thèse de Doctorat). École Nationale Polytechnique d'Alger, Alger, 187 p..
- [23] Werner et al, 2010 « Membrane cleaning and performance »
- [24] : Aptel, P. (2006). *Techniques de l'ingénieur* (OI, NF, UF) application en traitement des eaux. W4120- (2-3).
- [25] : Manuel d'exploitation de la SDEM CORSO.
- [26] Voutchkov, N. (2013). *Desalination Engineering: Planning and Design* (1st ed.). McGraw Hill. ISBN: 978-0071777155.
- [27] Carnot, C. (2010). *Les traitements de l'eau : procédés physico-chimiques et biologiques*. Paris: Ellipses. 320 p.

ANNEXES



ELEVATION



SECTION "A-A"



3D VIEW

TYPE	Ød mm	h mm	REVOLUTION SPEED r.p.m.	POWER SUPPLY kW	WEIGHT kg
EPS	-	-	-	-	-
EPS	-	-	-	-	-
EPS	-	-	-	-	-

7	BASE PLATE				
6	SABRE IMPELLER				
5	SHAFT				
4	COUPLING FLANGE				
3	LANTERN				
2	GEARBOX				
1	ELECTRIC MOTOR				
Legend					

2					
1					
0	ISSUED FOR BID	16.04.2021	Laterza	Notarangelo	M. Mottola
Rev.	Description	Date	Designed	Checked	Approved



Zona Industriale s.n. - 70015 Noci (BA), ITALY
Tel. +39 080 4970799 - fax +39 080 4971324
e-mail: sereco@sereco.it - http://www.sereco.it

-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Job										Prog.		Dwg.		SCALE		---				

DRAWING TITLE:
**ELECTRICAL AGITATOR FLASH MIXER
WITH SABRE PROFILE BLADES "EPS" TYPE**



AQUA-SAND 0.4-0.8mm

Spécification technique-MTDS

Document n	80217
Révisión	02
Date	18.10.2013

Apparence

Forme de granulés de sable ronds.

Sécurité

Voire SDS

Emballage

Sacs 25 kg, big-bag 1.500 kg



Betaquimica, S.A.

Rambla Jaume Sabat 4, 2^e
08172 Sant Cugat del Valles
Barcelona – España
T: (+34) 93 589 1242
www.betaquimica.com
info@betaquimica.com

AQUA-SAND est une sable silice strictement sélectionnée et traitée pour proportionner une qualité d'eau qui répond aux normes les plus exigeantes.

Applications

Sa principale application est la rétention des solides en suspension, et la filtration de l'eau. Grace à ses caractéristiques, elle permet l'élimination des solides en suspension de petites tailles.

Propriétés

Propriétés chimiques	Unité	Minimum	Valeur Typique	Maximum
Teneur en SiO ₂	%	97,5	>98	
Résistance au HCl	%	99,7		
Humidité	%		<4	
Propriétés physiques	Unité	Minimum	Valeur Typique	Maximum
Densité apparente	kg/m ³	1450	1550	1600
Densité réelle	kg/m ³		2650	
Dureté	mohs		7	
Analyse granulométrique	Unité	Minimum	Valeur Typique	Maximum
Taille effective	mm	0,45	0,6	0,65
Coefficient d'uniformité			<1,5	

Ce produit est d'accord avec la Norme Européenne **EN 12904**.



Note

Cette information est orientative. BETAQUÍMICA, S.A. ne garantit les résultats ni assume la responsabilité en cas de patentes ou applications légalement autorisées.



AQUA-GRAVEL 2-4mm

Spécification technique-MTDS

Document n	80219
Révisión	01
Date	20.05.2021

Apparence

Forme de granulés de sable ronds.

Sécurité

Voire SDS

Emballage

Sacs 25 kg , big-bag 1.500 kg



Betaquimica, S.A.

Rambla Jaume Sabat 4, 2º
08172 Sant Cugat del Valles
Barcelona – España
T: (+34) 93 589 1242
www.betaquimica.com
info@betaquimica.com

AQUA-GRAVEL est une gravier silice strictement sélectionnée et traitée pour proportionner une qualité d'eau qui répond aux normes les plus exigeantes.

Applications

Sa principale application est le support des couches de moyens de filtration dans les filtres d'eau. Grace à son uniformité, sa forme ronde y la dureté, cet un produit parfait pour cette fonction.

Propriétés

Propriétés chimiques	Unité	Minimum	Valeur Typque	Maximum
Contenu en SiO ₂	%	97	>98	
Resistencia al HCl	%	99,0		
Humidité	%		< 4	
Propriétés physiques	Unité	Minimum	Valeur Typque	Maximum
Densité apparente	kg/m ³	1450	1550	1600
Densité réelle	kg/m ³		2650	
Durete	mohs		7	
Analyse granulométrique	Unité	Minimum	Valeur Typque	Maximum
< 2mm				15%
> 4mm				15%

Certifié avec la EN:12904 Européenne pour le traitement de l'eau potable.



Note

Cette information est orientative. BETAQUIMICA, S.A. ne garantit les résultats ni assume la responsabilité en cas de patentes ou applications légalement autorisées.