

Higher National School of Hydraulic

The Library

Digital Repository of ENSH



المدرسة الوطنية العليا للري

المكتبة

المستودع الرقمي للمدرسة العليا للري



The title (العنوان):

Extension de la station de dessalement d'eau de mer de Bousmail pour le renforcement de l'alimentation en eau potable de la ville de Bousmail w.Tipasa.

The paper document Shelf mark (الشفرة) : 1-0023-21

APA Citation (توثيق APA):

Khouider, Mohamed Rafik (2021). Extension de la station de dessalement d'eau de mer de Bousmail pour le renforcement de l'alimentation en eau potable de la ville de Bousmail w.Tipasa[Mem Ing, ENSH].

The digital repository of the Higher National School for Hydraulics "Digital Repository of ENSH" is a platform for valuing the scientific production of the school's teachers and researchers.

Digital Repository of ENSH aims to limit scientific production, whether published or unpublished (theses, pedagogical publications, periodical articles, books...) and broadcasting it online.

Digital Repository of ENSH is built on the open software platform and is managed by the Library of the National Higher School for Hydraulics.

المستودع الرقمي للمدرسة الوطنية العليا للري هو منصة خاصة بتقييم الإنتاج العلمي لأساتذة و باحثي المدرسة.

يهدف المستودع الرقمي للمدرسة إلى حصر الإنتاج العلمي سواء كان منشورا أو غير منشور (أطروحات، مطبوعات بيداغوجية، مقالات الدوريات، كتب....) و بثه على الخط.

المستودع الرقمي للمدرسة مبني على المنصة المفتوحة و يتم إدارته من طرف مديرية المكتبة للمدرسة العليا للري.

كل الحقوق محفوظة للمدرسة الوطنية العليا للري.



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : ALIMENTATION EN EAU POTABLE

THEME :

**EXTENSION DE LA STATION DE DESSALEMENT D'EAU DE
MER DE BOUSMAIL POUR LE RENFORCEMENT DE
L'ALIMENTATION EN EAU POTABLE DE LA VILLE DE
BOUSMAIL W.TIPASA**

Présenté par :

KHOUIDER Mohamed Rafik

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
KHETTAL TAHAR	Professeur	Président
KADI LATIFA	M.A.A	Examinatrice
BAGHRICHE LILIA	M.C.B	Examinatrice
KAHLERRAS Malika	M.C.B	Promotrice

Session : Novembre 2021

Remerciements

Tout d'abord, je tiens à remercier ALLAH le grand DIEU le tout-puissant pour m'avoir donné la foi, d'avoir éclairé ma route et de m'avoir guidé dans le meilleur et le bon chemin.

Je remercie **Mme KAHLERRAS MALIKA** pour son encadrement et ses conseils.

J'adresse mes sincères remerciements à **Mr. DJOUABI BRAHIM**, ingénieur en génie des procédés et chef projet de la station de dessalement de Bousmail pour son soutien, son aide et sa patience tout au long de ce travail. Et à toute personne de la station qui m'a aidé.

Je désire aussi remercier les membres de jury d'avoir honoré ma soutenance.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :
À mes chers parents pour leur amour, leur soutien et leur encouragement tout au long
de ce travail.

À mes sœurs Nadjat et Meriem.

À tous les membres de la famille qui m'ont aidé de près ou de loin.

المخلص

إن تحلية مياه البحر في الجزائر ذات طبيعة استراتيجية، فهي ستحل محل الموارد المائية التقليدية في غالبية مدن شمال الجزائر، وكذلك في المناطق القاحلة والصحراوية. هذا الحل يجعل من الممكن سد العجز المائي الذي تعاني منه الجزائر وحتى البلدان الأخرى في جميع أنحاء العالم.

يمثل التناضح العكسي أحدث تقنيات التحلية من حيث إنتاج مياه الشرب ونوعية المياه المنتجة من مياه البحر، وتعتمد هذه التقنية على أغشية شبه نفاذا عالية التقنية تسمح بالتخلص من الأملاح والفيروسات والمواد العضوية. الهدف من هذا بولاية تيبازة 2×5000 م³ / يوم بعد التمديد، والتي من العمل هو تحجيم محطة تحلية مياه البحر لبلدية بوسماعيل خلالها سوف نفصل سلسلة إنتاج مياه الشرب بالكامل من مياه البحر، مع ضخ المياه المعالجة باتجاه الخزان العازل لبوسماعيل.

الكلمات المفتاحية: تحلية، تحجيم، تناضح عكسي، أغشية شبه نفاذا، ضخ المياه المعالجة.

Résumé :

Le dessalement de l'eau de mer en Algérie revêt un caractère stratégique, il remplacera les ressources conventionnelles d'eau dans la majorité des villes du nord algérien, ainsi dans les régions arides et désertiques. Cette solution permet d'amortir le déficit d'eau que subir l'Algérie et même les autres pays du monde entier.

L'osmose inverse représente la technique de dessalement la plus évoluée en termes de production d'eau potable et de qualité d'eau produite, à partir de l'eau de mer. Cette technique est basée sur des membranes semi-perméables de haute technologie permettant l'élimination de sels ainsi des virus et de la matière organique. L'objectif de ce travail est le dimensionnement de la station de dessalement de la commune de Bousmail 2×5000 m³/j après extension, d'où en détaillera toute la chaîne de production d'eau potable à partir de l'eau de mer, avec le pompage d'eau traitée vers le réservoir tampon de Bousmail.

Mots clés : dessalement, dimensionnement, osmose inverse, membranes semi-perméables, pompage d'eau traitée.

Abstract :

The desalination of sea water in Algeria is of a strategic nature, it will replace conventional water resources in the majority of cities in the north of Algeria, as well as in the arid and desert regions. This solution allows reduction of water deficit that Algeria and even other countries around the world are suffering from. Reverse osmosis represents the most advanced desalination technique in terms of drinking water production and quality of water produced from sea water. This technique is based on high-tech semi-permeable membranes allowing the removal of salts as well as viruses and organic matter. The objective of this work is the dimensioning of the desalination plant of the commune of Bousmail after extension, from

where all the chain of production of drinking water from sea water will be detailed, with the pumping of treated water towards the buffer tank of Bousmail.

Keywords : desalination, sizing, reverse osmosis, semi-permeable membranes, pumping of treated water.

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE.....	1
CHAPITRE I : PRESENTATION DE LA ZONE D'ETUDE.	3
I.1. Introduction :	3
I.2. Situation géographique :	3
I.3. Climatologie :	4
I.3.1. La Pluviométrie.....	4
I.3.2. Les Températures :.....	4
I.4. Présentation du système d'approvisionnement en eau potable de la commune de Bousmail :	4
I.4.1. Les ressources en eau :.....	4
I.4.2. Les réservoirs :.....	5
I.4.3. Les stations de pompage :.....	5
I.4.4. Le réseau d'alimentation en eau potable :.....	6
I.5. Conclusion :	7
CHAPITRE II : ESTIMATION DE L'EVOLUTION DES BESOINS EN EAU POTABLE ACTUELS ET FUTURES.	8
II.1. Introduction :	8
II.2. Estimation des besoins actuels :	8
II.2.1. Arrêt des dotations et calcul des besoins actuels :.....	8
II.3. Estimation des besoins futurs (Horizons de calcul) :	9
II.3.1. Taux d'accroissement et estimation de la population futur :.....	9
II.3.2. Calcul des besoins moyens journaliers totaux pour chaque horizon :.....	10
II.3.3. Calcul des besoins max journalier et min journalier :.....	10
II.4. Calcul des déficits en eau potable :	11
II.5. Conclusion :	11
CHAPITRE III : LES PRINCIPAUX PROCEDES (TECHNIQUES) DE DESALINISATION DE L'EAU DE MER.	12
III.1. Introduction :	12
III.2. Les paramètres majeurs de fonctionnement d'une unité de dessalement :	12
III.2.1. Salinité de l'eau de mer :.....	12
III.2.2. Température de l'eau de mer :.....	13
III.2.3. Teneur en matières en suspension (MES) :.....	13
III.3. Les procédés thermiques de désalinisation de l'eau de mer :	14

III.3.1. La distillation :	14
III.3.1.1. Les techniques de distillation :	14
III.3.2. La congélation :	18
III.4. Les procédés membranaires de désalinisation de l'eau de mer :	19
III.4.1. L'électrodialyse :	19
III.4.2. L'osmose inverse :	19
III.5. Les problèmes techniques majeurs rencontrés en dessalement :	20
III.5.1. Problèmes d'encrassement et d'entartrage :	21
III.5.2. Problèmes de corrosion :	22
III.6. Critères de choix et comparaisons des procédés de dessalement :	23
III.7. Synthèse sur les grandes stations de dessalement réalisées en Algérie :	25
III.8. Le dessalement dans le monde :	26
III.8.1. L'évolution du dessalement dans le monde :	26
III.9. Conclusion :	27
CHAPITRE IV : LE PROCEDE D'OSMOSE INVERSE.	28
IV.1. Introduction :	28
IV.2. Principe et fonctionnement d'une unité d'osmose inverse :	28
IV.2.1. Principe et but de l'osmose inverse :	28
IV.2.2. La pression osmotique et pression de fonctionnement :	29
IV.2.3. Fonctionnement et équipements d'une unité d'OI :	29
IV.2.4. Performances et paramètres de fonctionnement d'une unité d'OI :	31
IV.2.4.1. Performances et limitations du procédé d'OI :	31
IV.2.4.2. Principaux paramètres de fonctionnement :	31
IV.3. Mécanismes de transfert :	33
IV.3.1. Types de transfert :	34
IV.3.1.1. Transfert de solvant transmembranaire et filtration :	34
IV.3.1.2. Transfert de matières (ou mass) et accumulation :	35
IV.4. Description des équipements d'une unité d'osmose inverse :	46
IV.4.1. Les membranes et modules d'osmose inverse :	46
IV.4.1.1. Les membranes :	46
IV.4.1.2. Les modules :	52
IV.4.2. La pompe haute pression (High Pressure Pump HPP) :	55
IV.4.3. Le système de récupération d'énergie :	55
IV.5. Configurations des systèmes d'OI et modes de fonctionnement :	59
IV.5.1. Configuration à multi-étages (Multistage configuration) :	59
IV.5.2. Configuration à double-passes (Two-pass configuration) :	60
IV.5.3. Configurations combinés des systèmes d'OI :	61

IV.6. Le prétraitement approprié en osmose inverse :	62
IV.6.1. Paramètres de qualité de l'eau de mer d'alimentation :	62
IV.6.2. Objectif du prétraitement :	63
IV.6.3. Les étapes du prétraitement :	64
IV.6.3.1. Tamisage : Élimination des grosses particules solides.....	64
IV.6.3.2. La désinfection : Élimination de la croissance biologique.....	64
IV.6.3.3. Ajustement du PH basique de l'eau de mer : Contrôle de l'entartrage minéral	65
IV.6.3.4. Coagulation et floculation : Destabilisation et neutralisation de MES (TSS)	65
IV.6.3.5. Décantation : Elimination des particules colloïdales de floc en suspension	66
IV.6.3.6. Filtration sur médias granulaires : Affinage de l'eau décantée	67
IV.6.3.7. Traitement chimique : Antitartre et déchloration	68
IV.6.3.8. Microfiltration : Filtration à cartouche pour l'élimination des particules fines.	69
IV.7. Avantages et contraintes de l'osmose inverse :	70
IV.8. Conclusion :	71
CHAPITRE V : EXTENSION DE LA STATION DE DESSALEMENT DE BOUSMAIL	72
V.1. Introduction :	72
V.2. Données de départ et paramètres de conceptions de la station :	72
V.2.1. Débit de conception et taux de conversion :	72
V.2.2. Qualité d'eau de mer d'alimentation :	73
V.3. Description détaillé de la station de dessalement :	74
V.3.1. Pompage et prise d'eau de mer :	74
V.3.1.1. Critères techniques de conceptions de la prise d'eau de mer :.....	74
V.3.1.2. Système de pompage d'eau de mer : Nombre et type de pompe.....	75
V.3.2. Description détaillée de la chaine du prétraitement conventionnelle :	85
V.3.2.1. Décantation lamellaire à flux horizontal et stockage d'eau décanté (eau brute) :	85
V.3.2.2. Filtration granulaire sous pression :.....	91
V.3.2.3. Microfiltration : filtration à cartouches 5 µm.....	98
V.3.2.4. Prétraitement chimique : Injection des réactifs	100
V.3.3. Configuration des lignes de traitement par osmose inverse :	101
V.3.4. Description détaillé de l'unité de dessalement par osmose inverse :	101
V.3.4.1. Choix de la membrane (module) d'osmose inverse :.....	102
V.3.4.2. Calcul du nombre de membranes (module) d'osmose inverse nécessaire :.....	104
V.3.4.3. Calcul du nombre de tubes de pression nécessaire :	105
V.3.4.4. Pompage à haute pression et système de récupération d'énergie :	109
V.3.4.5. Lavage des membranes d'osmose inverse : lavage CIP et flushing	112
V.3.5. Post-traitement et stockage d'eau traitée : reminéralisation de l'eau osmosée (perméat)	113

V.3.6. Stockage et neutralisation de la saumure (rejet) :	114
V.3.7. Télégestion et Télé contrôle des équipements de la station de dessalement :	115
V.4. Conclusion :	115
CHAPITRE VI : POMPAGE D’EAU TRAITEE	116
VI.1. Introduction :	116
VI.2. Calcul du débit forcé et de la hauteur manométrique totale (hauteur d’élévation) :	116
VI.3. Choix du nombre et type de pompes :	120
VI.4. Vérification de la condition de non cavitation :	124
VI.5. Système de Protection Anti-Bélier de la conduite de refoulement :	126
VI.5.1. Calcul normal du réservoir d’air par la méthode de PUECH et MEUNIER :	126
VI.6. Conclusion :	132
CHAPITRE VII : IMPACTE DU DESSALEMENT SUR L’ENVIRONNEMENT	133
VII.1. Introduction :	133
VII.2. Types de pollution engendrés par le dessalement et leur impact environnemental :	133
VII.2.1. La pollution de l’eau due au rejet de saumure dans la mer :	133
VII.2.2. La pollution de l’air due à l’émission des gaz à effet de serre :	134
VII.3. Conclusion :	135
CONCLUSION GENERALE	136
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	137

LISTE DES TABLEAUX

CHAPITRE I : PRESENTATION DE LA ZONE D'ETUDE

Tableau 01: Production actuelle d'eau potable de la commune Bousmail en m ³ /j.	5
Tableau 02: Réservoirs de stockage de la commune de Bousmail.	5
Tableau 03: Spécifications du réseau de distribution de la commune de Bousmail.	7

CHAPITRE II : ESTIMATION DE L'EVOLUTION DES BESOINS EN EAU POTABLE ACTUELS ET FUTURES

Tableau 01: Besoins en eau des équipements	9
Tableau 02: Besoins en eau industriels	9
Tableau 03: Besoins moyens en eau totales pour chaque horizon	10
Tableau 04: Besoins max et min journalier pour chaque horizon.....	11
Tableau 05: Déficits en eau potable pour chaque horizon	11

CHAPITRE III : LES PRINCIPAUX PROCÉDES (TECHNIQUES) DE DESALINISATION DE L'EAU DE MER

Tableau 01: Production actuelle d'eau potable de la commune Bousmail en m ³ /j.....	5
Tableau 02: Réservoirs de stockage de la commune de Bousmail.....	5
Tableau 03: Spécifications du réseau de distribution de la commune de Bousmail.....	7
Tableau 01: Besoins en eau des équipements.....	9
Tableau 02: Besoins en eau industriels	9
Tableau 03: Besoins moyens en eau totales pour chaque horizon	10
Tableau 04: Besoins max et min journalier pour chaque horizon	11
Tableau 05: Déficits en eau potable pour chaque horizon.....	11
Tableau 01: Types d'encrassement rencontrés aux stations de dessalement.....	21
Tableau 02: Comparaison entre les procédés dessalement.....	25
Tableau 03: Les grandes stations de dessalement en Algérie.....	25
Tableau 04: Production d'eau douce de divers procédés de dessalement dans différents pays dans le monde en l'année 2000.....	27
Tableau 01: Avantages et inconvénients des polymères utilisés en osmose inverse.....	49
Tableau 02: Critères de comparaison et de choix des modules	55
Tableau 03: Avantages et contraintes du procédé d'osmose inverse	70
Tableau 01: Débit de conception et taux de conversion de la station de dessalement de Bousmail	72
Tableau 02: Compositions chimique et paramètres de qualité de l'eau de mer d'alimentation	73
Tableau 03 : Résultats de calcul du débit d'alimentation de la station.....	75
Tableau 04: Résultats de calcul du diamètre économique de refoulement et nombre de Reynolds (captage d'eau de mer)	77
Tableau 05: Résultats de calcul de la perte de charge totale (captage d'eau de mer).....	79
Tableau 06: Résultats de calcul de la HMT.....	80
Tableau 07: Résultats comparatifs de sélection des pompes de captage d'eau de mer par le catalogue KSB EasySelect.....	81
Tableau 08: Caractéristiques hydraulique de la pompe de captage d'eau de mer sélectionné	81
Tableau 09: Caractéristiques électrique du moteur électrique de la pompe sélectionné	82
Tableau 10: Résultats de calcul du diamètre de la conduite d'aspiration.....	83
Tableau 11: Résultats de calcul du NPSHd.....	84
Tableau 12: Résultats de calcul du décanteur lamellaire.....	90

Tableau 13: Dimensions du filtre à sable et caractéristiques des couches de filtration.....	92
Tableau 14: Résultats de calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable	95
Tableau 15: Résultats de calculs de la surface filtrante et nombre de filtres à sable.....	96
Tableau 16: Caractéristiques techniques de la cartouche (membrane) et filtre à cartouche.....	99
Tableau 17: Résultats de calcul du nombre de cartouches et filtres à cartouche.....	100
Tableau 18: Caractéristiques des lignes de traitement par osmose inverse	101
Tableau 19: Caractéristiques techniques de la membrane (module) d'osmose inverse	104
Tableau 20: Caractéristiques techniques des tubes de pression	106
Tableau 21: Caractéristiques techniques des racks d'osmose inverse de l'unité de dessalement	107
Tableau 22: Caractéristiques techniques de la pompe haute pression, l'échangeur de pression et la pompe booster	113
Tableau 01: Résultats de calcul de la perte de charge totale	119
Tableau 02: Résultats comparatifs de sélection des pompes de refoulement d'eau traitée par le catalogue KSB EasySelect	120
Tableau 03: Caractéristiques hydrauliques de la pompe d'eau traitée sélectionné	121
Tableau 04: Caractéristiques électriques du moteur électrique de la pompe sélectionné.....	121
Tableau 05: Résultats de calcul du diamètre des collecteurs d'aspiration.....	123
Tableau 06: Résultats de calcul du diamètre du collecteur de refoulement	124
Tableau 07: Résultats de calcul du NPSHd.....	125
Tableau 08: Résultats de calcul des nombres K et A (méthode de PUECH et MEUNIER)	128
Tableau 09: Résultats de calcul du profil en long absolu de la conduite de refoulement.....	129

CHAPITRE IV : LE PROCÉDE D'OSMOSE INVERSE

Tableau 01: Avantages et inconvénients des polymères utilisés en osmose inverse	49
Tableau 02: Critères de comparaison et de choix des modules.....	55
Tableau 03: Avantages et contraintes du procédé d'osmose inverse	70

CHAPITRE V : EXTENSION DE LA STATION DE DESSALEMENT DE BOUSMAIL

Tableau 01: Débit de conception et taux de conversion de la station de dessalement de Bousmail	72
Tableau 02: Compositions chimique et paramètres de qualité de l'eau de mer d'alimentation.....	73
Tableau 03 : Résultats de calcul du débit d'alimentation de la station	75
Tableau 04: Résultats de calcul du diamètre économique de refoulement et nombre de Reynolds (captage d	77
Tableau 05: Résultats de calcul de la perte de charge totale.....	79
Tableau 06: Résultats de calcul de la HMT	80
Tableau 07: Résultats comparatifs de selection des pompes de captage d'eau de mer par le catalogue KSB EasySelect.....	81
Tableau 08: Caractéristiques hydraulique de la pompe de captage d'eau de mer sélectionné.....	81
Tableau 09: Caractéristiques électrique du moteur électrique de la pompe sélectionné.....	82
Tableau 10: Résultats de calcul du diamètre de la conduite d'aspiration	83
Tableau 11: Résultats de calcul du NPSHd.....	84
Tableau 12: Résultats de calcul du décanteur lamellaire	90
Tableau 13: Dimensions du filtre à sable et caractéristiques des couches de filtration	92
Tableau 14: Résultats de calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable	95
Tableau 15: Résultats de calculs de la surface filtrante et nombre de filtres à sable	96
Tableau 16: Caractéristiques techniques de la cartouche (membrane) et filtre à cartouche	99
Tableau 17: Résultats de calcul du nombre de cartouches et filtres à cartouches.....	100
Tableau 18: Caractéristiques des lignes de traitement par osmose inverse.....	101
Tableau 19: Caractéristiques techniques de la membrane (module) d'osmose inverse	103
Tableau 20: Caractéristiques techniques des tubes de pression	106

Tableau 21: Caractéristiques techniques des racks d'osmose inverse de l'unité de dessalement	107
Tableau 22: Caractéristiques techniques de la pompe haute pression, l'échangeur de pression et la pompe booster	113

CHAPITRE VI : POMPAGE D'EAU TRAITÉE

Tableau 01: Résultats de calcul de la perte de charge totale	119
Tableau 02: Résultats comparatifs de sélection des pompes de refoulement d'eau traitée par le catalogue KSB EasySelect	120
Tableau 03: Caractéristiques hydrauliques de la pompe d'eau traitée sélectionné	121
Tableau 04: Caractéristiques électriques du moteur électrique de la pompe sélectionné	121
Tableau 05: Résultats de calcul du diamètre des collecteurs d'aspiration	123
Tableau 06: Résultats de calcul du diamètre du collecteur de refoulement	124
Tableau 07: Résultats de calcul du NPSHd.....	125
Tableau 08: Résultats de calcul des nombres K et A (méthode de PUECH et MEUNIER)	128
Tableau 09: Résultats de calcul du profil en long absolu de la conduite de refoulement	129

LISTE DES FIGURES

CHAPITRE I : PRESENTATION DE LA ZONE D'ETUDE

Figure 01: Plan de situation de la zone d'étude	3
--	---

CHAPITRE II : LES PRINCIPAUX PROCÉDES (TECHNIQUES) DE DESALINISATION DE L'EAU DE MER

Figure 01: Représentation schématique d'une distillation à simple effet.	14
Figure 02: Représentation schématique d'une distillation à simple effet amélioré..	15
Figure 03: Représentation schématique d'une distillation à effet multiple.....	15
Figure 04: Cellule d'une installation MSF	16
Figure 05: Représentation schématique d'une installation de distillation MSF.....	17
Figure 06: Représentation schématique d'une compression mécanique de vapeur	18
Figure 07: Représentation schématique d'une électrodialyse	19
Figure 08: Principe de l'osmose inverse	20
Figure 09: Graphique de l'évolution du dessalement dans le monde 1960-2020	26

CHAPITRE IV : LE PROCÉDE D'OSMOSE INVERSE

Figure 01: Principe de l'osmose et de l'osmose inverse	28
Figure 02: Schéma d'une installation d'osmose inverse	30
Figure 03: Ecoulement frontal et tangentiel à travers une membrane d'OI	30
Figure 04: Conservation de Flux de matière dans un élément dx (2eme loi de Fick)	38
Figure 05: Profil polarisation de concentration et formation de la couche limite de diffusion	39
Figure 06: Effet de la polarisation sur le flux du perméat	40
Figure 07: Modélisation de la polarisation par le modèle du film.....	41
Figure 08: Profil de vitesse et profil de la polarisation de concentration dans un module d'OI	44
Figure 09: Profil de vitesse et de concentration au niveau de la couche limite de diffusion.....	44
Figure 10: Représentation schématique de membranes symétriques	47
Figure 11: Représentation schématique de membranes asymétriques	48
Figure 12: Représentation schématique d'une membrane composite	48
Figure 13: Représentation schématique d'une membrane organique plane	50
Figure 14: Représentation schématique d'une membrane tubulaire	51
Figure 15: Membrane à fibre creuse.....	51
Figure 16: Schéma d'un module plan.....	52
Figure 17: Schéma d'un module spiralé.....	53
Figure 18: Schéma d'un module tubulaire	53
Figure 19: Schéma d'un module en fibres creuses.....	54
Figure 20: Schéma d'une unité d'OI équipé d'une turbine Pelton de récupération d'énergie	56
Figure 21: Schéma d'une unité d'OI équipé d'un turbocompresseur.....	57
Figure 22: Schéma d'une unité d'OI à double turbine	57
Figure 23: Schéma d'une unité d'OI avec échangeur de pression	58
Figure 24: Principe de fonctionnement de l'échangeur de pression rotatif utiliser en OI.....	58
Figure 25: Système d'OI à deux étages (2 stage RO system)	60
Figure 26: Système d'OI à deux étages avec recirculation du concentrât.....	60
Figure 27: Système d'OI à deux étages avec recirculation du concentrât.....	61
Figure 28: Système d'OI combiné : deux passes et plusieurs étages avec recirculation du concentrât.	61

CHAPITRE V : EXTENSION DE LA STATION DE DESSALEMENT DE BOUSMAIL

Figure 01: Courbes caractéristiques de la pompe de captage d'eau de mer	82
Figure 02: Schéma d'un décanteur à flux horizontal (Particules grenues).....	85
Figure 03: Principe de la décantation lamellaire à flux horizontal.....	88
Figure 04: Variation de la perte de charge d'un milieu filtrant en fonction du temps	94
Figure 05: Schéma représentatif d'un filtre à sable horizontal à flux descendant.....	98
Figure 06: Coupe transversale schématique de la membrane Filmtec™ composite à couche mince	104
Figure 07: Représentation schématique de l'élément membranaire (module) a enroulement spiralé	104
Figure 08: Représentation schématique d'un tube de pression	105
Figure 09: Représentation schématique d'un rack d'osmose inverse 21×7	107

CHAPITRE VI : POMPAGE D'EAU TRAITEE

Figure 01: Courbes caractéristiques de la pompe d'eau traitée	122
Figure 02: Superposition du profil en long absolu de la conduite de refoulement sur l'enveloppe des dépressions absolues.....	129
Figure 03: Abaque de Dubin et Guéneau pour le calcul de la surpression.....	131

LISTE DES PLANCHES

PLANCHE 01 : Plan de masse et Equipements de la SDEM de Bousmail.

PLANCHE 02 : Prise d'eau de mer et décantation.

PLANCHE 03 : Ligne de traitement OI (Osmose Inverse).

PLANCHE 04 : Système de lavage (CIP et Flushing) et pompage d'eau traitée.

INTRODUCTION GENERALE :

L'eau joue un rôle important dans toutes nos activités quotidiennes et sa consommation augmente de jour en jour en raison de l'augmentation du niveau de vie de l'humanité. Certaines régions du globe subissent de graves pressions en raison de la rareté de l'eau, c'est le cas de la commune de Bousmail (wilaya de Tipaza) ainsi dans tout le territoire algérien de l'est à l'ouest et du nord au sud, qui se trouve dans cette crise d'eau pendant des années. La rareté des ressources conventionnelles d'eau potable telle que les eaux souterraines, les eaux de barrages et les cours d'eau naturels (eaux de ruissellement), revient au manque de la pluviométrie (précipitations d'eau) qui est le paramètre le plus important dans l'évaluation de ces ressources d'eau.

Notre pays qui dispose de ressources hydriques salines considérables (ressources d'eau non conventionnelles) et d'un gisement solaire tout aussi important, doit utiliser les techniques de dessalement, afin d'améliorer l'approvisionnement en eau potable du pays. Cette solution constitue un moyen assez fiable pour produire de l'eau potable. Les ressources non conventionnelles que ce soit les eaux de mer ou les eaux saumâtres, sont convertie à une eau qui répond aux normes de potabilité fixées par l'organisation mondiale de la santé (OMS), et cela selon différents procédés ou techniques de désalinisation (dessalage, déminéralisation ou dessalement) en fonction de la salinité et la turbidité de l'eau à traiter.

Selon l'énergie exploitée pour la production de l'eau potable par dessalement, il existe des procédés thermiques exploitants de la chaleur (énergie calorifique) et des procédés membranaires exploitants de l'énergie électrique. Les techniques les plus courants au monde sont ; l'osmose inverse (RO), la distillation à détente successive (MSF) et la distillation solaire (SD). L'osmose inverse, un procédé membranaire utilisant des membranes semi-perméables (ou sélectives) pour l'élimination de sels de l'eau saline tout en exploitant de l'énergie sous forme électrique, c'est la technique la plus utilisée au monde selon le pays, vu les capacités énormes de production qu'elle peut fournir.

L'objectif de ce mémoire est le dimensionnement de la station monobloc de dessalement d'eau de mer par osmose inverse de la commune de Bousmail, d'une capacité de production de $2 \times 5000 \text{ m}^3/\text{j}$ après extension, d'où en détailleront tous les systèmes de la station, commençant de la prise d'eau de mer, les lignes de traitement par osmose inverse et le traitement chimique,

jusqu'au le pompage de l'eau traitée vers le réservoir tampon de stockage 2000 m³ de Drimini. On abordera aussi sur l'étude théorique du transfert de matières ou de masse dans les membranes d'osmose inverse. À la fin en présente de façon générale l'impact des stations de dessalement sur le milieu environnemental.

CHAPITRE I :
PRESENTATION DE LA ZONE
D'ETUDE

I.3. Climatologie :

Le climat est du type méditerranéen comportant deux saisons :

- Froide et pluvieuse d'Octobre à Mai.
- Sèche et chaude de Juin à Septembre.

I.3.1. La Pluviométrie

Les pluies totalisent 630 mm réparties sur 99 jours. Les pluies sont irrégulières elles évoluent tout au long de l'année comme suit :

- Croissance rapide de Septembre à Janvier,
- Diminution lente de Janvier à mi-Juin ;
- Elles deviennent rares de mi-Juin à Septembre.

I.3.2. Les Températures :

La température moyenne annuelle est de 17.55 °C, avec un minima absolu de 1,2 °C et un maxima de 42,6 °C.

I.4. Présentation du système d'approvisionnement en eau potable de la commune de Bousmail :

Le système d'approvisionnement en eau potable de la commune de Bousmail est constitué d'un ensemble d'ouvrages hydraulique qui permet de transporter l'eau potable de la source vers les consommateurs.

I.4.1. Les ressources en eau :

La commune de Bousmail est alimentée jusqu'à aujourd'hui par le champ de captage de TEKTEKA (chaiba) qui contient en totale 7 forages, étayé par la station de dessalement d'eau de mer de Fouka.

▪ Champ de captage de TEKTEKA (Chaiba) :

Représente la ressource primordiale pour l'alimentation de Bousmail, le champ de captage est composée de 07 forages dont le volume exploité est de **7000 m³ /j**, plus **03** nouveau forages en cours de réalisation d'une production de **5000 m³ /j**.

▪ Station de dessalement d'eau de mer par osmose inverse de Fouka :

La capacité de production de la station est de **120000 m³ /j** dont **60%** est destiné à la wilaya d'Alger soit **72000 m³ /j**, et **40%** de la production totale est destiné vers la wilaya de Tipaza soit **48000 m³ /j** dont **3000 m³ /j** renforce l'alimentation de Bousmail.

Ressources d'alimentation	Volume exploité (m³/j)
Forages	12000
Station de dessalement	3000
Total	15000

Tableau 01: Production actuelle d'eau potable de la commune Bousmail en m³/j.

I.4.2. Les réservoirs :

Le système d'AEP de Bousmail possède 4 réservoirs de stockage d'une capacité totale de 24750 m³ dont un servant de tampon, sont présentée dans le tableau ci-dessous.

Ouvrage	Mode d'alimentation	Cote Radier CR (m)	Cote Trop Plein CP (m)	Localités desservies	Capacité (m³)
RV semi enterré cylindrique	Par surverse	181	186	Drimini	20000
RV semi enterré cylindrique	Par surverse	112	116.5	Chef-Lieu	2 x 1500
RV semi enterré cylindrique	Par le fond	172	176.5	Sidi Slimane	1000
RV semi enterré cylindrique	Par surverse	167.85	171.35	Beni Derdjine	250
Totale					24250

Tableau 02: Réservoirs de stockage de la commune de Bousmail.

I.4.3. Les stations de pompage :

La commune de Bou Ismail dispose de plusieurs points de pompage servant à alimenter les réservoirs de stockage. Actuellement il existe deux stations de pompage à savoir :

- La Station de pompage du champ de captage de TEKTEKA (Chaiba) : Située à proximité des forages et d'une bache de stockage de 1000 m³ à la cote 44m NGA. Elle fonctionne avec 3 électropompes (2 + une de sécurité) ayant un débit de 450 m³/h pour une HMT de 176 m.

- La station de pompage de la station de dessalement d'eau de mer de Fouka 120000 m³/j.

Une autre station de pompage est en phase de réalisation prévenant de la nouvelle station de dessalement d'eau de mer de Bousmail 10000 m³/j

I.4.4. Le réseau d'alimentation en eau potable :

On distingue le réseau d'adduction ou de production et le réseau de distribution.

I.4.4.1. Le réseau d'adduction :

Le réseau d'adduction de la commune Bousmail est structuré comme suit :

Quatre adductions maitresses :

- Adduction par refoulement DN 500 fonte à partir de la station de pompage du champ de captage de TEKTEKA, alimentant le réservoir tampon de Drimini 20000 m³ sur un linéaire de 3200 ml.
- Adduction par refoulement DN 700 acier à partir de la station de pompage de la station de dessalement d'eau de mer de Fouka, alimentant le réservoir tampon de Drimini 20000 m³.
- Adduction gravitaire DN 600 acier à partir du réservoir 2000 m³ de Drimini, alimentant le réservoir 1000 m³ de Sidi Slimane.
- Une nouvelle adduction par refoulement sera réalisée à partir de la nouvelle station de dessalement d'eau de mer de Bousmail.

Adductions locales :

- Adduction gravitaire DN 600acier à partir du réservoir 20000 m³ de Drimini, alimentant le réservoir 1000 m³ de Sidi Slimane.
- Adduction gravitaire DN 400 acier à partir du réservoir 1000 m³ de Sidi Slimane, alimentant le réservoir 2 x 1500 m³ de Chaiba.
- Adduction gravitaire DN 200 amiante ciment à partir du réservoir 1000 m³ de Sidi Slimane, alimentant le réservoir 250 m³ de Beni Derdjine, sur un linéaire de 900 m.

I.4.4.2. Le réseau de distribution :

Le réseau de distribution de la commune de Bousmail est composé d'un ensemble de conduites, dont les diamètres varient entre 40 mm et 400 mm avec des matériaux différents : fonte, acier, acier galvanisé, amiante de ciment, PEHD et PVC. Il compte un linéaire d'environ 26032 ml. Présenté par le tableau ci-dessous.

Réseau de distribution	Localités	Linéaire total (ml)	Matériaux
	Chef-lieu	15040	Amiante ciment Acier galva,
	Agglomérations secondaires	9692	Acier galva, Fonte
	Zone haute	1300	PVC, PEHD

Tableau 03: Spécifications du réseau de distribution de la commune de Bousmail.

I.5. Conclusion :

Dans ce chapitre nous avons essayé de représenter notre zone d'étude, connaître la situation géographique, le climat et la situation hydraulique, Ces différentes informations représentent les données de base pour l'élaboration de notre projet.

CHAPITRE I I

ESTIMATION DE L'EVOLUTION DES BESOINS ACTUELS ET FUTURS

I I.1. Introduction :

Dans ce chapitre on s'intéresse à l'estimation des besoins en eau potable dans la commune de Bousmail pour différents catégories de consommateurs, domestique, scolaires, administratifs, équipements public et industrielles. L'estimation se fait à l'horizon 2040 (horizon d'étude), avec les horizons 2025, 2030. L'objectif de ce chapitre est de comparer le besoin en eau potable totale de la commune avec la production actuelle et future des installations, et afin de définir la couverture du déficit en eau potable.

I I.2. Estimation des besoins actuels :

L'estimation actuelle est calculée en prenant comme référence le recensement de 2020.

I I.2.1. Arrêt des dotations et calcul des besoins actuels :

Les besoins sont calculés par la formule suivante :

$$Q_{\text{moyj}} = \text{Dotation} * N_i$$

▪ Besoins domestique :

D'après le recensement de 2020, le nombre d'habitants en cette année (Population actuel) est de 66000 habitants (Source APC Bousmail), on fixe une dotation domestique pour cette année de 150 l/j/habitant.

$$Q_{\text{moyj}} = 150 * 66000 = 9900 \text{ m}^3/\text{j}$$

▪ Besoins scolaires, administratifs et équipements public :

Tous les besoins et dotations sont résumés sur le tableau ci-dessous :

Equipements	Effectifs N_i	Dotation (l/j/unité)	Besoin journalier (m^3/j)
24 Ecoles primaires	12000 élèves	20	240
10 CEM	5000 élèves	20	100
4 lycées	1200 élèves	20	24
Ecole national maritime	10000 élèves	20	20
Centre d'étude et de recherche	200 élèves	20	4
Centre de recherche et d'analyse physico chimique (CRAPC)	4600 m^2	10	46
Centre d'excellence dans les métiers de la téléphonie	18000 m^2	10	180
7 Mosquées	50000 fidèles	5	250

Centres de santé	100000 m ²	10	1000
2 terrains de sport	5000 m ²	5	25
Gendarmerie	10000 m ²	5	50
Hôtel	1000 m ²	10	10
Protection civile	3500 m ²	10	35
Centres commerciaux	10000	10	100
Equipements administratifs	10000 m ²	5	50

Tableau 04: Besoins en eau des équipements

En trouve un besoin total des équipements de :

$$Q_{\text{moyj}} = 2134 \text{ m}^3/\text{j}$$

▪ **Besoins industriels :**

Les besoins sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Activité	N_i	Dotation (l/j/unité)	Besoin journalier (m³/j)
Zone d'activité	300000 m ²	10	3000
Balawan céramique	-	-	1800
Industrie pharmaceutique Novapharme	-	-	1000

Tableau 05: Besoins en eau industriels

En trouve un besoin total pour le secteur industriel de :

$$Q_{\text{moyj}} = 5800 \text{ m}^3/\text{j}$$

I I.3. Estimation des besoins futurs (Horizons de calcul) :

L'estimation future des besoins est calculée pour les horizons 2025, 2030 et 2040.

I I.3.1. Taux d'accroissement et estimation de la population futur :

Soit la formule suivante d'estimation de la population à l'horizon :

$$P_f = P_0(1 + T)^n$$

Avec :

P_f : Population finale (à l'horizon).

P₀ : Population initiale. (**P₀ = 66000**)

T : Taux d'accroissement de la population. (**T = 2.3%**)

n : L'horizon de calcul.

- A l'horizon 2025 : $P_f = 66000 * (1 + 2.3\%)^5 = 73947$ habitants
- A l'horizon 2030 : $P_f = 66000 * (1 + 2.3\%)^{10} = 82851$ habitants
- A l'horizon 2040 : $P_f = 66000 * (1 + 2.3\%)^{20} = 104000$ habitants

I I.3.2. Calcul des besoins moyens journaliers totaux pour chaque horizon :

On calculant les besoins domestique pour chaque horizon, et en tenant compte des fuites sur le réseau de distribution estimé à 30% , en détermine les besoins moyens en eau totales de chaque horizon. Les résultats sont représentés sur le tableau ci-dessous :

Horizon de calcul	Dotation domestique (l/j/hab)	Besoin domestique (m ³ /j)	Besoin Equipements (m ³ /j)	Besoin industriels (m ³ /j)	Besoin totale (m ³ /j)	Besoin totale + 30% des fuites
2025	175	12940	2134	5800	20874	27136
2030	200	16570	2134	5800	24504	31855
2040	250	26000	2134	5800	33934	44114
2050	300	41532	2134	5800	49646	64540

Tableau 06: Besoins moyens en eau totales pour chaque horizon

I I.3.3. Calcul des besoins max journalier et min journalier :

Correspondes aux limites des consommations de l'année, calculée par les formules suivante :

$$Q_{\max j} = K_{\max j} * Q_{\text{moyj}}$$

$$Q_{\min j} = K_{\min j} * Q_{\text{moyj}}$$

Avec :

Q_{maxj} : Besoin maximale, correspond à la consommation de la journée la plus élevée de l'année (m³/j).

Q_{minj} : Besoin minimale, correspond à la consommation de la journée la plus faible de l'année (m³/j).

Q_{moyj} : Besoin moyen journalier totale de l'année (m³/j).

K_{maxj}, K_{minj} : Coefficients d'irrégularités journalières.

Les calculs sont résumés sur le tableau suivant :

Horizon de calcul	Q_{moyj} (m^3/j)	K_{maxj}	K_{minj}	Q_{maxj} (m^3/j)	Q_{minj} (m^3/j)
2025	27136	1.25	0.8	33920	21708
2030	31855	1.25	0.8	39819	25484
2040	44114	1.25	0.8	55142	35291
2050	64540	1.25	0.8	80675	51632

Tableau 07: Besoins max et min journalier pour chaque horizon

II.4. Calcul des déficits en eau potable :

Premièrement on comparent la production en eau potable actuel des installations qui est de **15000 m^3/j** avec la consommation de la journée la plus élevée de l'année, en rajoute ensuite la production de la nouvelle station de dessalement de Bousmail qui est de l'ordre de **10000 m^3/j** , la production totale en eau potable sera donc étalé jusqu'à **25000 m^3/j** .

Horizon de calcul	Q_{maxj} (m^3/j)	Production en eau actuelle (m^3/j)	Déficits en eau (m^3/j)	Production totale (m^3/j)	Déficits en eau (m^3/j)
2025	33920	15000	18920	15000+10000	8920
2030	39819	15000	24819	15000+10000	14819
2040	55142	15000	40142	15000+10000	30142
2050	80675	15000	65675	15000+10000	55675

Tableau 08: Déficits en eau potable pour chaque horizon

II.5. Conclusion :

Après avoir calculé les besoins et les déficits en eau potable pour chaque horizon, on remarque que, non seulement la production en eau potable actuelle des installations existantes est insuffisante, mais il restera toujours un manque d'eau après le nouvel approvisionnement de **10000 m^3/j** de la station de dessalement d'eau de mer de Bousmail. Afin de satisfaire les besoins en eau potable pour tous les horizons, il faut au minimum une capacité de production de la station de dessalement de **70000 m^3/j** .

CHAPITRE I I I

LES PRINCIPAUX PROCÉDES (TECHNIQUES) DE DESALINISATION DE L'EAU DE MER

III.1. Introduction :

La désalinisation ou le dessalement est la technologie qui permet d'obtenir de l'eau douce ou potable à partir d'une eau salée en particulier l'eau mer ou une eau saumâtre (une eau moins salée que l'eau de mer). Un processus qui élimine les composants minéraux de l'eau salée selon les normes fixées par l'organisation mondiale de la santé (OMS), afin de produire de l'eau adaptée à la consommation humaine ou à l'irrigation.

Il existe différents procédés ou techniques de désalinisation de l'eau de mer, les plus répandus et commercialisés dans le marché mondiale du dessalement sont la distillation et l'osmose inverse.

III.2. Les paramètres majeurs de fonctionnement d'une unité de dessalement :

La salinité de l'eau de mer, la température et les matières en suspension (MES) sont les paramètres majeurs du fonctionnement d'une unité de dessalement.

III.2.1. Salinité de l'eau de mer :

C'est le paramètre le plus important dans une unité de dessalement de l'eau de mer, la salinité mesure la concentration en sels dissous, c'est-à-dire la teneur globale en sels de l'eau de mer. Elle s'exprime en **g/L**. voici ci-dessous quelque valeurs moyennes de salinité de l'eau de mer :

- Océan Atlantique : 35 g/L
- Mer Méditerranée : 38 g/L
- Mer Rouge : 40 g/L et plus
- Golfe Persique : 50 g/L et plus

La salinité augmente dès qu'on se rapproche de l'équateur, et diminue au voisinage des pôles.

D'après le laboratoire de Copenhague, la composition chimique « moyenne » et la répartition des ions principaux de l'eau de mer océanique est défini comme suit :

Composition standard de l'eau de mer océanique			
Cations	(mg/L)	Anions	(mg/L)
Sodium.....	11 035	Chlorures	19 841
Magnésium	1 330	Sulfates	2 769
Calcium	418	Bicarbonates.....	146
Potassium	397	Bromures	68
Strontium	14	Fluorures.....	1,4
Salinité totale	36,047 g/L		

Comme on peut le voir, presque 85 % de la salinité totale de l'eau de mer océanique est représentée sous forme chlorures de sodium, la présence aussi des autres ions mais principalement les sulfates, calcium et bicarbonates qui sont les sources potentielles du problème d'entartement des appareils, selon les conditions de température, de concentration et de PH.

III.2.2. Température de l'eau de mer :

La température de l'eau de mer est un facteur qui peut influencer sur la qualité de production de l'eau des installations.

Dans le cas de la distillation, l'avantage que présente une température élevée de l'eau est minime du fait que la capacité thermique massique de l'eau est très faible comparée à son enthalpie (sa chaleur latente) de vaporisation.

Tandis que l'osmose inverse, l'avantage est que pour chaque degré Celsius la production des membranes d'osmose augmentent de 3 %. En contrepartie la qualité de l'eau produite diminue et surtout le vieillissement de la membrane s'accélère. L'expérience montre que l'optimum se situe autour de 25 °C.

III.2.3. Teneur en matières en suspension (MES) :

Les matières en suspension dans les mers peuvent se présenter sous plusieurs formes à savoir ; les **matières minérales et organiques**, les **organismes vivants** souvent microscopiques, la **teneur en sable et en limon** qui varie selon les courants et la profondeur des fonds, la **pollution des rejets urbains ou industriels** peut devenir prépondérante.

Les **membranes d'osmose** arrêtent toutes les matières en suspension. Il en résulte un colmatage rapide de la membrane, qui la rend impropre à son usage. Pour conserver leur efficacité, il est indispensable de rendre l'eau de mer aussi limpide que possible, **d'où l'importance du prétraitement.**

La **distillation**, procédé beaucoup moins sensible aux matières en suspension (MES), car il est basée sur un **changement d'état**, ne requiert qu'une **filtration grossière** pour la protection des pompes et des échangeurs.

III.3. Les procédés thermiques de désalinisation de l'eau de mer :

Ce type de procédé est basé sur un changement d'état physique de l'eau par un potentiel de chaleur ou quantité de chaleur (Energie thermique), on distingue la distillation et la congélation.

III.3.1. La distillation :

Le principe général de la distillation est de bouillir l'eau de mer à la température d'ébullition ou saturation, la vapeur produite sera ensuite condensée par une eau froide d'où la production d'eau condensée ou d'eau douce.

III.3.1.1. Les techniques de distillation :

III.3.1.1.1. Distillation à simple effet (SEE) :

Dans une enceinte fermée et étanche (Figure 01), à l'entrée l'eau de mer sera directement en contact avec un serpentin de réchauffage (Echangeur de chaleur) où l'eau s'évapore à la température d'ébullition. La vapeur produite est condensée en contact d'un autre serpentin de refroidissement (condenseur) alimenté par l'eau de mer froide sous l'effet d'un transfert de chaleur. Par la suite l'eau condensée qui représente l'eau douce et l'eau de mer salée qui représente la saumure seront soutirés par un groupe électropompe. Les gazes incondensables seront évacués par un éjecteur ou une pompe.

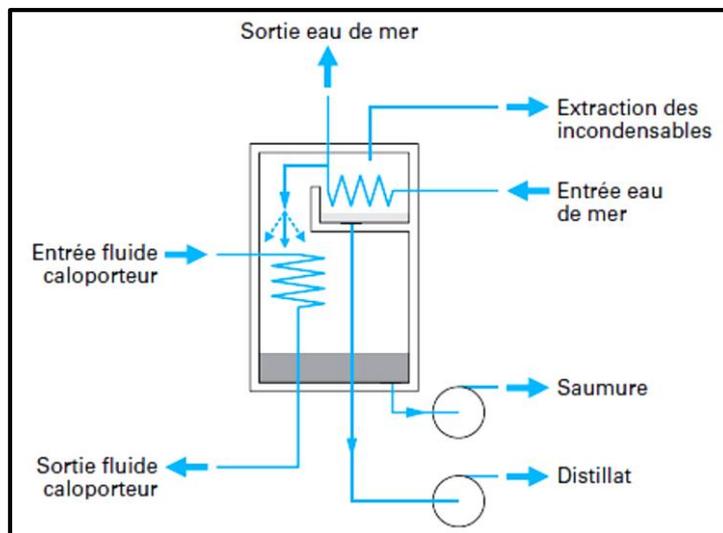


Figure 02: Représentation schématique d'une distillation à simple effet.

En raison de la concentration de sels, la salinité de la saumure peut être deux fois plus élevée que celle de l'eau de mer saline d'alimentation.

Pour l'économie de l'énergie, la distillation à simple effet amélioré (Figure 02) peut être utilisée. Le principe est de réutiliser l'eau de refroidissement étant donné que sa température augmente après le refroidissement de t_0 à $(t_0 + \Delta t)$ est cela sous l'effet du transfert de chaleur entre la vapeur chaude et l'eau de mer froide, la quantité de chaleur consommé par le système sera beaucoup plus inférieure que celle du 1ere système (Figure 01), et la température d'ébullition (de saturation) est rapidement atteinte.

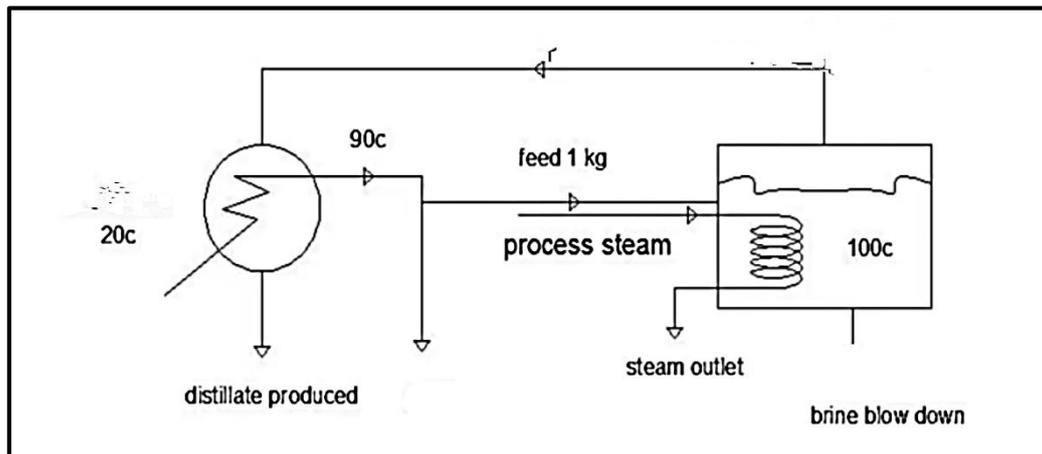


Figure 03: Représentation schématique d'une distillation à simple effet amélioré.

III.3.1.1.2. Distillation à effet multiple (MEE) :

Sur la base du même principe que la distillation à simple effet, la distillation à effet multiple (Figure 03) est basée sur le regroupement de plusieurs enceintes ou cellules à effet simple. La vapeur produite par la première cellule (premier effet) est transférée où elle sert au chauffage de la deuxième cellule et ainsi de suite, où on maintient une pression légèrement inférieure. La température d'ébullition diminuant avec la pression, on vaporise l'eau de mer présente dans la deuxième cellule. C'est le deuxième effet. L'opération est répétée en fonction du nombre de cellules ou d'effets n.

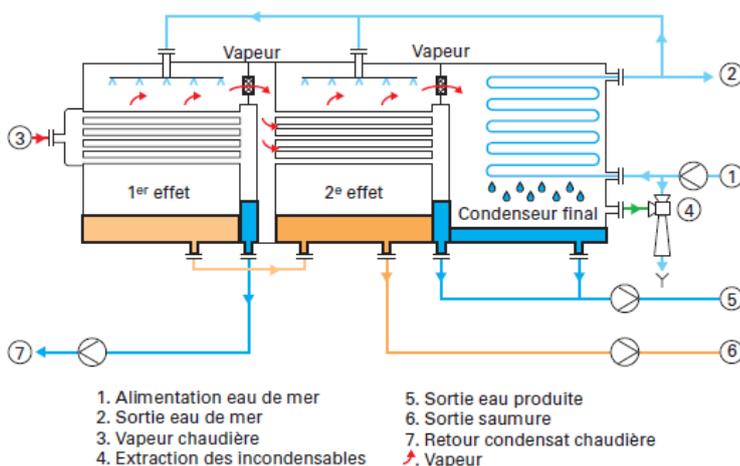


Figure 04: Représentation schématique d'une distillation à effet multiple

1. Alimentation eau de mer
 2. Sortie eau de mer
 3. Vapeur chaudière
 4. Extraction des incondensables
 5. Sortie eau produite
 6. Sortie saumure
 7. Retour condensat chaudière
- ▲ Vapeur

Ce Procédé se différencie du simple effet, du fait qu'il permet de fournir de plus grandes quantités d'eau douce tout en économisant de l'énergie thermique consommée en fonction du nombre d'effets. La température d'ébullition ou de saturation et la pression, diminuent avec l'augmentation du nombre d'effets :

$$T_1 < T_2 < T_3 < T_{n-1} < \dots < T_n$$

$$P_1 < P_2 < P_3 < P_{n-1} < \dots < P_n$$

III.3.1.1.3. Distillation par détente successives (MSF) :

Le principe de cette technique (Figure 04) est de vaporiser l'eau de mer qui se trouve à l'intérieur de la cellule à la température t par une eau de mer chaude à la température $(t + \Delta t)$, tout en maintenant une pression stable, sous l'effet d'un transfert de chaleur entre les deux masses d'eau, il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash.

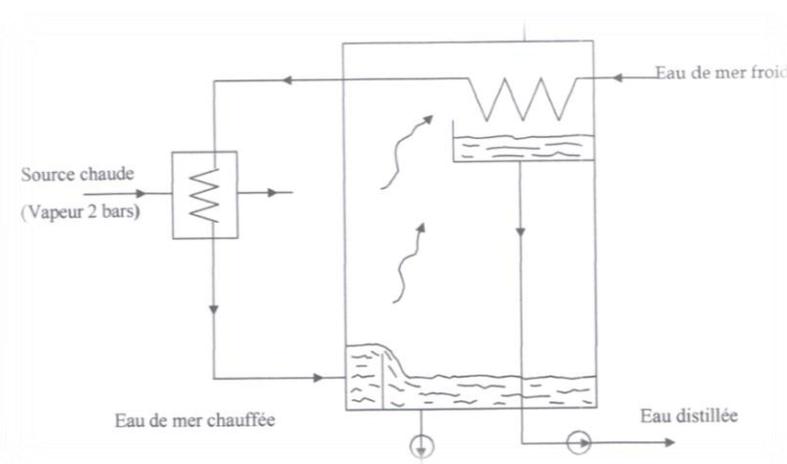


Figure 05: Cellule d'une installation MSF

À l'entrée de l'installation MSF (Figure 05), l'eau salée (Eau de mer) traverse un ensemble de tubes préchauffés par la vapeur des différentes cellules à travers lesquels passent ces tubes, après un certain nombre d'étapes de préchauffage, elle passe dans une étape de chauffage qui se fait par de la vapeur fournie extérieurement. L'eau doit être maintenue sous pression constante pendant toute l'étape de préchauffage et chauffage.

La pression de l'eau chaude à l'entrée de la première cellule où règne une pression réduite doit être diminuée (Chute de pression/Pressure drop), afin de reproduire le phénomène de

vaporisation instantanée (**Flashe**). La vapeur produite dans chaque cellule va se condenser sur les tubes qui acheminent l'eau de mer vers le chauffage.

Le phénomène se reproduit ensuite dans les autres cellules où règne des pressions plus faibles et la vaporisation de l'eau est réalisée par détentes successives.

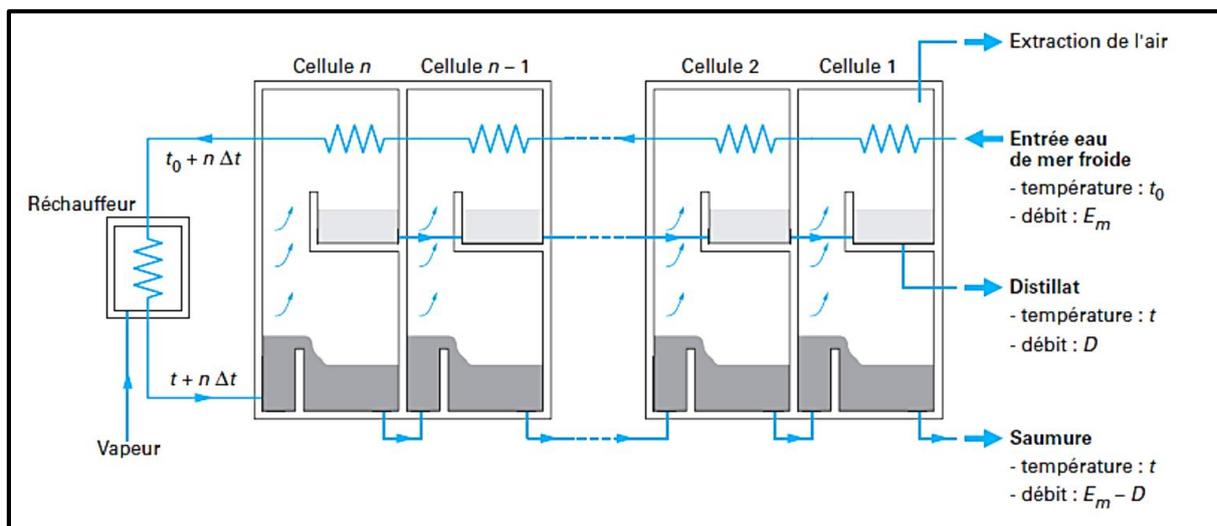


Figure 06: Représentation schématique d'une installation de distillation MSF

La température d'ébullition ou de saturation et la pression, diminuent avec l'augmentation du nombre de cellules :

$$T_1 < T_2 < T_3 < T_{n-1} < \dots < T_n$$

$$P_1 < P_2 < P_3 < P_{n-1} < \dots < P_n$$

III.1.1.4. Distillation par compression mécanique de vapeur (VC) :

Le principe de ce procédé de distillation (Figure 06) est d'utiliser la vapeur produite par la cellule de distillation comme vapeur de chauffage en augmentant sa température et son enthalpie par une compression mécanique. On peut l'utiliser dans un distillateur simple ou à multiples effets. Un compresseur aspire la vapeur produite dans le dernier effet ou dans l'effet unique s'il s'agit d'une petite installation. Après la compression, cette vapeur à haute pression à une température plus élevée que celle régnant dans la cellule de distillation, et par un transfert de chaleur entre la vapeur de chauffage et l'eau de mer froide, la vapeur se condense en donnant une eau distillée et l'eau de mer s'évapore en produisant une autre vapeur.

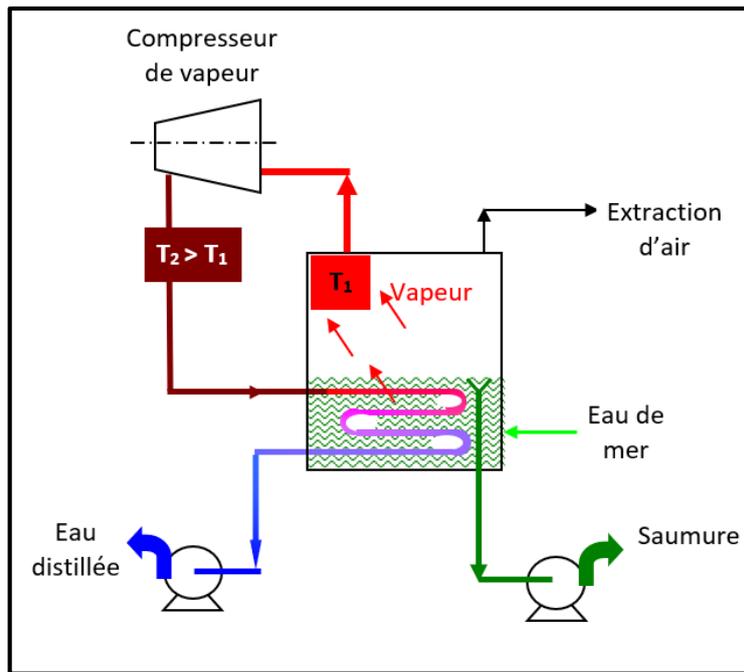


Figure 07: Représentation schématique d'une compression mécanique de vapeur

T1 : Température de la vapeur dans la cellule de distillation.

T2 : Température de la vapeur après compression (Vapeur de chauffage).

En constate que l'enthalpie de la vapeur émise (dans la cellule) est inférieure de celle utilisée pour le chauffage, donc une augmentation d'énergie thermique.

Ce procédé fonctionne uniquement avec de l'énergie électrique. Cependant, on peut lui associer un échangeur thermique pour récupérer la chaleur perdue par les gaz d'échappement, ou les fumées de combustion, on réchauffera ainsi l'eau de mer avant son admission dans la cellule de distillation.

III.3.2. La congélation :

Le principe de la congélation est de refroidir l'eau de mer à une certaine température afin de former de cristaux de glace, où les sels ont tendance à se précipiter et sont naturellement éliminés. Cette technique est particulièrement intéressante dans les régions où la température est souvent inférieure à 0°C, car dans ces conditions on peut aménager des bassins à ciel ouvert. Lorsque la température est suffisamment basse on remplit ces bassins sur une hauteur de 10 à 15 cm, lorsque la couche de glace atteint une épaisseur de 1 à 1,5 cm, on enlève la saumure et on recueille la glace. Qu'il ne reste plus qu'à laver et à faire fondre.

III.4. Les procédés membranaires de désalinisation de l'eau de mer :

Ce sont des procédés de séparation en phase liquide à travers des membranes perméselectives sous l'action d'un gradient de pression (différence de pression). Ce type de procédés consomme de l'énergie électrique pour la production d'eau douce. On distingue l'électrodialyse et l'osmose inverse.

III.4.1. L'électrodialyse :

C'est une méthode électrochimique dans laquelle le sel est séparé de l'eau par transfert d'ions et migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique. Pour construire une électrodialyse (Figure 07), on place dans un bac des membranes anioniques(-) en alternance avec des membranes cationiques(+), lorsque le bac est rempli avec l'eau de mer (solution concentrée en sels), on crée une différence de potentiel électrique continue entre le premier et le dernier compartiment, où seuls les anions(-) peuvent traverser les membranes anioniques(-) et seuls les cations(+) peuvent traverser les membranes cationiques(+).

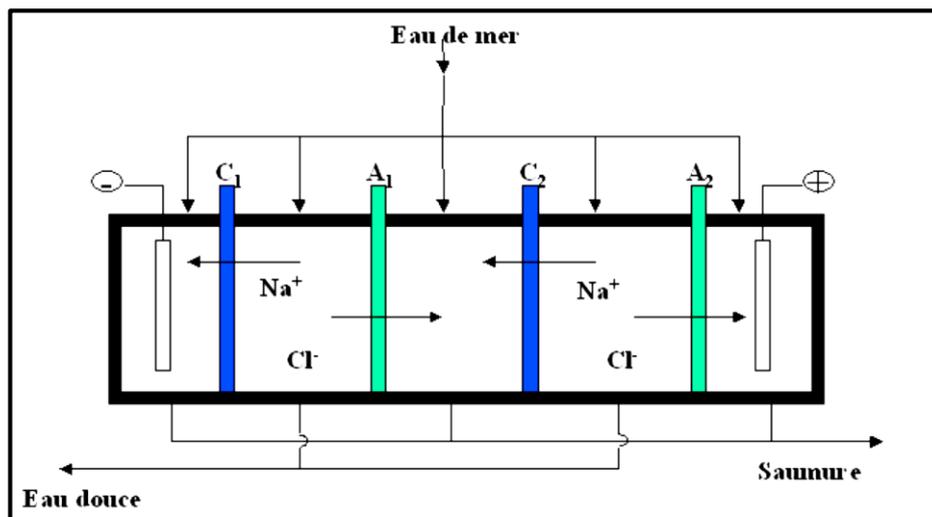


Figure 08: Représentation schématique d'une électrodialyse

III.4.2. L'osmose inverse :

Le procédé de l'osmose inverse est basé sur la propriété des **membranes semi-perméables** de laisser passer l'eau (Molécules d'eau) tout en arrêtant les sels dissous. La figure 08 met en évidence ce phénomène : 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 concentrée en sels dissous. Au début, les niveaux sont identiques dans les deux

compartiments, on observera alors que l'eau circule de 1 vers 2, c'est-à-dire de la solution la moins concentrée vers la plus concentrée. Ce processus, appelé **osmose** est un phénomène naturel de transfert de masse ou de matières, chaque fois qu'il y a une différence de concentration. Le passage de l'eau pure cesse lorsqu'il en résulte une différence de pression entre les deux solutions où elle doit être égale à la pression de la solution concentrée appelé **pression osmotique**. Si l'on exerce sur le compartiment 2 à concentration de sel élevée une pression supérieure à la pression osmotique, il est possible d'inverser la direction de l'eau pure, qui passera de 2 vers 1. C'est le principe de l'osmose inverse.

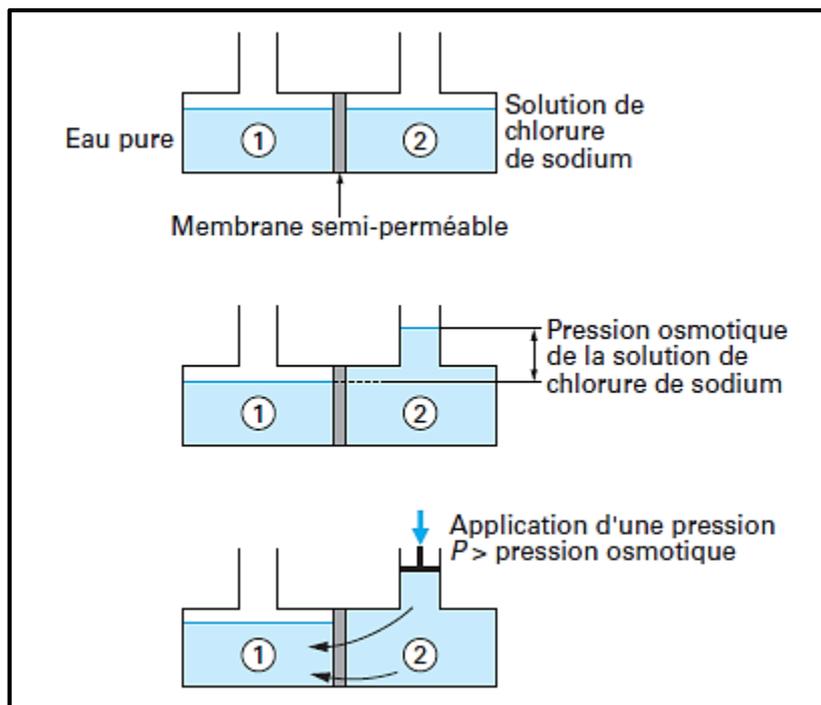


Figure 09: Principe de l'osmose inverse

L'osmose inverse est utilisée pour dessaler les eaux de mer et les eaux saumâtres. Le point critique de l'OI est le prétraitement. Une mauvaise qualité d'eau prétraitée réduit la durée de vie des membranes.

III.5. Les problèmes techniques majeurs rencontrés en dessalement :

Les problèmes majeurs rencontrés lors du dessalement sont au **niveau du prétraitement** dont les problèmes **d'encrassement, d'entartrage (dépôt)**, et de **corrosion** des installations de dessalement (Conduites, échangeurs de chaleur, membranes d'osmose inverse,..) que ce soit en distillation ou en osmose inverse.

III.5.1. Problèmes d'encrassement et d'entartrage :

L'encrassement et l'entartrage c'est le problème majeur rencontré souvent en dessalement, c'est un **processus d'accumulation et de dépôt** causés par la **précipitation** des matières en suspension (**MES**) sur les installations de dessalement. Selon la qualité de l'eau de mer d'alimentation, il existe plusieurs types d'encrassement à savoir :

Type d'encrassement	Cause
Encrassement biologique	Bactéries, micro-organismes, virus, protozoaires
Encrassement des particules	Sable, argile, limon
Encrassement colloïdal	Complexes organiques et inorganiques, particules colloïdales, micro-algues
Encrassement organique	Matière organique naturelle (NOM) : acides humiques et fulviques, bio polymères
Encrassement minéral (matières dissoute)	Sulfates de calcium, carbonates de calcium, hydroxyde de magnésium,
Encrassement oxydant	Chlore, ozone,...

Tableau 09: Types d'encrassement rencontrés aux stations de dessalement

Ces types d'encrassement peuvent provoquer un **colmatage** des surfaces telles que les membranes d'osmose inverse et les échangeurs de chaleur en cas de la distillation, en **réduisant la production** de l'installation et **augmentant la consommation d'énergie**, d'où la nécessité d'un **prétraitement avancé** de l'eau de mer d'alimentation. Dans le cas de **l'osmose inverse**, le prétraitement de l'eau d'alimentation joue un rôle important ou il peut **minimiser l'encrassement** de la membrane et augmenter ainsi le **taux de récupération global** du système (la production du système). Les particules en suspension (sable, limon,...) peuvent se **déposer** sur la surface de la membrane, bloquant les canaux d'alimentation et augmentant les **pertes par friction (pertes de charge)** à travers le système. Les solides dissous (minéral,) peuvent **précipiter** hors de la solution et provoquer un **entartrage**. L'eau prétraitée entrant dans le système d'OI peut réduire la quantité de travail de la pompe d'OI, réduisant ainsi la consommation d'énergie.

Pour qu'il y ait **dépôts de tartres** sur une surface d'échange, deux conditions principales existent :

Une condition thermodynamique : il faut que la **limite de solubilité** soit dépassée, c'est-à-dire qu'il y ait **sursaturation**.

Une condition cinétique : il faut que la **vitesse de déposition** soit suffisamment rapide.

III.5.2. Problèmes de corrosion :

La corrosion est la dégradation d'une substance, en particulier un métal ou un alliage, provoquée par **l'action chimique d'un liquide ou d'un gaz** sur la substance. Le terme corrosion s'applique plus particulièrement à l'action graduelle d'agents naturels, tels que l'air ou l'eau salée sur les métaux. La corrosion est une réaction entre un métal et un réactif. Si ce dernier est gazeux, on parle de **corrosion sèche**, s'il est liquide, il s'agit de la **corrosion en solution**. Les principaux facteurs de la corrosion sont les suivants :

- Nature des matériaux.
- Effet de l'humidité.
- Présence des sels.
- Facteurs du milieu.

Pour le **circuit basse pression**, les matériaux plastiques (PVC, polyéthylène) sont le plus souvent utilisés et les plus compatibles. Le choix de matériaux ne pose un problème que pour le **circuit à haute pression** qui englobe :

- La pompe haute pression.
- Les canalisations haute pression (entre pompes et modules et entre modules et vannes de réglage).

III.6. Critères de choix et comparaisons des procédés de dessalement :

Le choix d'un procédé de dessalement dépend de plusieurs critères techniques et économiques, à savoir :

- Salinité et compositions chimique de l'eau brute à traité (eau de mer d'alimentation).
- Température d'alimentation de l'eau brute (eau de mer, eau saumâtres, ...).
- Caractéristiques physique de l'eau brute (matières en suspension, turbidité, ...) déterminent le type de prétraitement à utiliser.
- Capacité de production de l'installation.
- Qualité et salinité exigée de l'eau produite (eau douce).
- Lieu et condition du site d'implantation.
- Source d'énergie disponible (thermique, électrique, pétrole, renouvelable, ...).
- Cout des équipements de production (conduites, pompes, unité de dessalement, ...)
- Cout de la consommation énergétique.
- Cout des produits chimiques.
- Cout de la main d'œuvre.
- Impacte du dessalement sur l'environnement.

➤ Comparaisons entre les procédés de dessalement les plus utilisés :

Le tableau ci-dessous, compare les procédés de dessalement les plus utilisés avec les avantages et les inconvénients de chaque procédé (technique) :

Critères de comparaison	Procédés de dessalement			
	MSF	MEE	VC	OI
Type d'énergie consommé	Thermique (Vapeur/eau chaude)	Thermique (Vapeur/eau chaude)	Mécanique/électrique	Electrique
Température de fonctionnement	80 à 120 °C	60 à 70 °C	60 à 70 °C	Température de l'eau de mer Optimum : 25 °C
Prétraitement : - Chloration	Requise	Requise	Requise	Requise

- Filtration	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 0,5 mm	Filtration granulaire et Microfiltration Objectif : SDI<5
- Antitartre	Injection d'un inhibiteur + acidification + dégazage du CO ₂ .	Injection d'un inhibiteur.	Injection d'un inhibiteur.	Injection d'un inhibiteur + acidification éventuelle.
- Déchloration	Non requise.	Non requise.	Non requise.	Requise. Objectif : Chlore<0.1mg/l
Consommation thermique (kWh/m ³)	70 à 80	50 à 70	-	-
Consommation électrique (kWh/m ³)	1 à 3	1 à 2	12 à 17 si 1 effet. 7 à 9 si 2 effets.	7 à 10 sans récupération d'énergie. 5 à 7 avec récupération d'énergie.
Salinité eau produite (mg/l)	De l'ordre de 10	De l'ordre de 10	De l'ordre de 10	400 à 500
Capacité de production (m ³ /j)	5000 - 70000	500 à 25000	10 - 2500	Technologie modulaire qui s'adapte à toutes les capacités.
Avantages	Capacité de production élevée que le MEE	15 à 20 % moins cher que la MSF	Simplicité du fonctionnement	Énergie consommée diminue avec la salinité de l'eau brute.

Inconvénients	Investissement et consommation thermique élevée que le MEE	Capacité de production faible que le MSF	Consommation électrique élevée et capacité de production faible	Prétraitement avancée que les procédés thermique
----------------------	--	--	---	--

Tableau 010: Comparaison entre les procédés dessalement.

III.7. Synthèse sur les grandes stations de dessalement réalisées en Algérie :

Dans le tableau ci-dessous les grandes stations de dessalement réalisées en Algérie avec différents procédés :

Localité	Capacité de production (m3/j)	Date de mise en service
Kahrama (Arzew)	90 000	Aout 2005
Skikda	100 000	Février 2009
El Hamma (Alger)	200 000	Février 2008
Béni Saf (A.Temouchent)	200 000	Juin 2010
Fouka (Tipaza)	120 000	Juillet 2011
Souk Tleta (Tlemcen)	200 000	Février 2011
Macta (Oran)	500 000	2012
Mostaganem	200 000	2011
Oued Sebt (Tipaza)	100 000	-
Cap Djinet (Boumerdes)	100 000	Octobre 2012
Ténès (Chlef)	200 000	-
Honaine (Tlemcen)	200 000	2012
Echatt (El Taref)	50 000	2012
Hassi Messaud	24 000	-
Ouargla	40 000	-

Tableau 011: Les grandes stations de dessalement en Algérie.

III.8. Le dessalement dans le monde :

III.8.1. L'évolution du dessalement dans le monde :

Depuis les années 1960, le dessalement d'eau dans le monde a reconnu une évolution extraordinaire jusqu'à nos jours, en 2018, 95 millions de mètres cubes sont dessalés chaque jours dans 177 pays, pour la consommation humaine qui représente un pourcentage de 62.3%, mais aussi pour la production industrielles qui représente 30.2%. Le graphe ci-dessous donne la croissance du dessalement dans le monde depuis 1960 jusqu'à 2020.

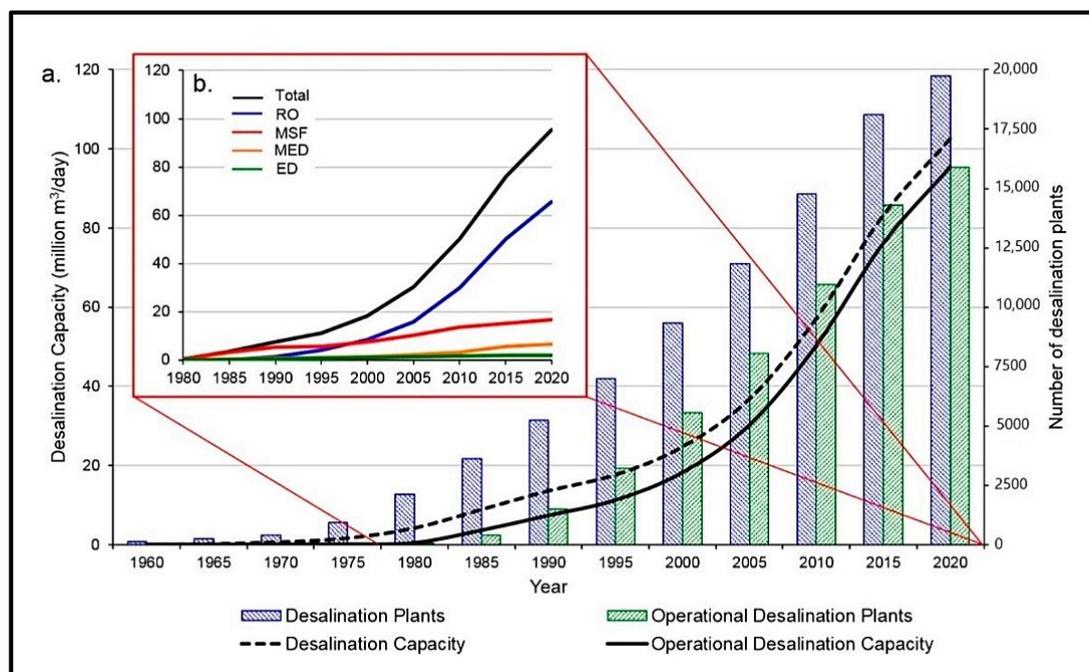


Figure 010: Graphique de l'évolution du dessalement dans le monde 1960-2020

D'après le graphe ci-dessus, le dessalement dans le monde est en croissance continue, la production totale dans le monde est proportionnelle au nombre de stations de dessalement installées dans différents pays. En 2020 presque **20,000 stations** de dessalement sont installées dans plusieurs pays du monde, dont **16,000** sont opérationnelles, produisant environ **98 millions** de mètres cubes par jour.

Le tableau ci-dessous donne les pourcentages de production d'eau douce de divers procédés par rapport à la production totale dans différents pays pour **l'année 2000**.

La production mondiale **en l'année 2000** est de l'ordre de **26 millions** de mètres cubes par jour.

Pays	Production totale (Mm3/j)	Pourcentage relative à la production mondiale (%)	MSF (%)	MEE (%)	VC (%)	RO (%)	ED (%)
Arabie Saoudite	5,4	20.96	64.22	0.329	1.39	32.254	1.8
USA	4.3	16.7	1.32	4.49	6.35	74.63	13.56
UAE	2.9	11.16	86.66	7.7	0.03	5.51	0.09
Kuwait	1.6	6.2	96.52	0.08	0.00	0.25	0.15
Espagne	1.2	4.76	4.51	3.5	2.79	84.25	4.95
Japon	0.9	3.65	3.86	2.34	0.00	84.32	7.35

Tableau 012: Production d'eau douce de divers procédés de dessalement dans différents pays dans le monde en l'année 2000

III.9. Conclusion :

Dans ce chapitre, on a abordé les principales techniques utilisées dans le domaine du dessalement de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre, comme la technique membranaire d'osmose inverse pour les régions semi-arides et la technique MSF ou MEE pour les régions arides et désertiques. L'importante information qu'on doit retenir dans ce chapitre est que chaque technique est caractérisée par son propre fonctionnement, et le choix de la technique dépend de plusieurs critères de comparaison.

CHAPITRE IV
LE PROCEDE D'OSMOSE INVERSE

IV.1. Introduction :

L'**osmose inverse** est une technique plus récente. Elle met en œuvre des membranes semi-perméables industrielles qui apparaissent sur le marché industriel dans les années 1960. Les premières membranes étaient adaptées au dessalement des eaux saumâtres.

Apportant de réelles économies d'énergie dans ce cas, l'osmose inverse s'est peu à peu imposée vis-à-vis d'utilisateurs réticents devant cette technique si différente de la distillation. Entre temps, les fabricants de membranes ont perfectionné leurs produits, mis au point des membranes capables de résister aux pressions nécessaires au dessalement de l'eau de mer, si bien qu'aujourd'hui l'osmose inverse est le procédé concurrent de la distillation.

IV.2. Principe et fonctionnement d'une unité d'osmose inverse :

IV.2.1. Principe et but de l'osmose inverse :

Contrairement à l'osmose, l'osmose inverse est l'hyper filtration d'une eau de mer ou une eau saumâtre (Solution concentrée en sels dissous) au travers une **membrane semi-perméable**, qui retient les corps dissous (**sels**) sous forme ionique ou non et laisse passée seulement les molécules d'eau (**H₂O**), en séparant le fluide initial en perméat (eau douce) et en concentrât (**Saumure**), en appliquant une pression de fonctionnement supérieur à la pression osmotique de L'eau de mer à l'entrée de la membrane semi-perméable.

Il faut admettre que dans la **phase osmose** le **potentiel chimique** de l'eau est plus grand dans la solution diluée que dans la solution concentrée.

À l'**équilibre**, le potentiel chimique de l'eau dans la solution diluée est le même que dans la solution concentrée d'où la **pression osmotique d'équilibre**.

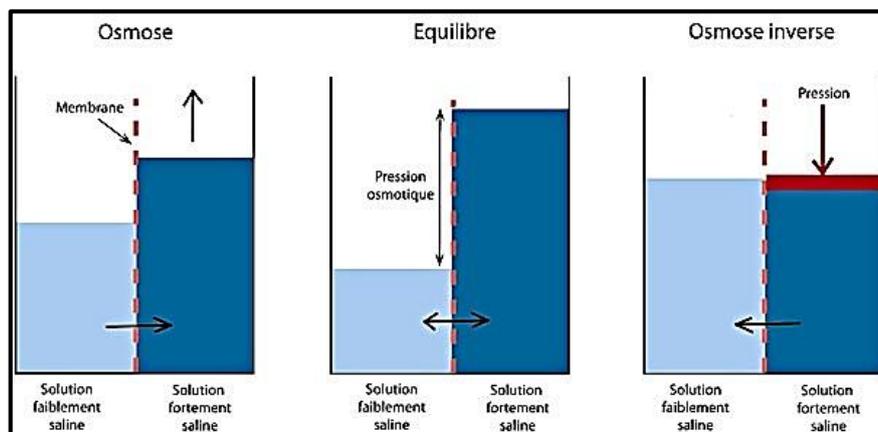


Figure 011: Principe de l'osmose et de l'osmose inverse

IV.2.2. La pression osmotique et pression de fonctionnement :

La pression osmotique d'une eau concentrée en sels dissous (eau de mer) est définie par la loi des gaz parfaits, en assimilant le comportement des molécules du soluté à celle des molécules gazeuses.

$$\Pi V = n R T$$

Telle que :

Π : Pression osmotique de l'eau de mer (en Pa).

V : Volume de la solution (en m³).

n : Nombre de moles de soluté.

R : Constante des gaz parfaits (égale à 8.31 J. mol⁻¹. K⁻¹).

T : Température (en K)

Donc la pression osmotique est donnée par la relation suivante dite de VAN'T HOFF :

$$\Pi = C R T$$

Telle que :

C : La concentration de l'eau de mer en g/l.

Elle peut être aussi exprimée par la relation suivante :

$$\Pi = \sum m_i R T$$

Telle que :

$\sum m_i$: Somme des molalités de chaque ion ou molécule non ionisée (en mol/kg).

Pour que le phénomène d'osmose inverse se produise dans de bonnes conditions économiques, il faut que **la pression appliquée soit deux à trois fois celle de la pression osmotique.**

IV.2.3. Fonctionnement et équipements d'une unité d'OI :

Les principaux équipements de fonctionnement (Figure 02) d'une unité d'osmose inverse sont les suivants :

- La pompe à haute pression.
- Les membranes semi-perméables d'osmose inverse.
- Un ou plusieurs modules d'osmose inverse.
- Un système de récupération d'énergie.

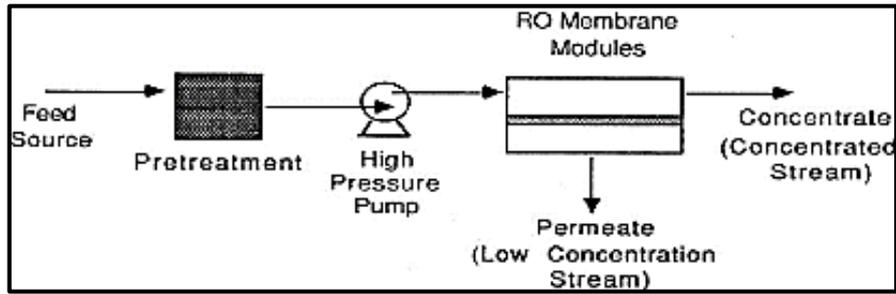


Figure 012: Schéma d'une installation d'osmose inverse

L'unité d'osmose inverse présentée dans la **figure 02** ci-dessous nécessite de l'énergie sous forme électrique pour alimenter les **pompes hautes pressions** (High pressure pump), refoulent l'eau de mer et la faire passer à travers **la membrane filtrante semi-perméable**. Sous l'action d'un **gradient de pression**, l'eau de mer concentrée en sel dissous de concentration **C0** et de débit **Q0**, se sépare en deux flux au niveau de la membrane semi-perméable de surface **S**, l'un appelé **perméat (flux de perméat)** qui représente **l'eau pure (H2O)** de concentration **Cp**, de débit **Qp** et de pression relative **Pp**. l'autre appelé **concentrât (Flux de sel)** représente la saumure ou le rejet de sels retenu, de concentration **Cc**, de débit **Qc** et de pression relative **Pc**.

L'écoulement de l'eau de mer à travers la membrane est contenu, parallèle et tangentiel (**filtration tangentielle**), afin d'éviter le colmatage de la membrane par les molécules de sel en écoulement frontal (**filtration classique**), qui provoque la diminution de la production **Qp** (production d'eau pure) donc du **rendement** de l'installation.

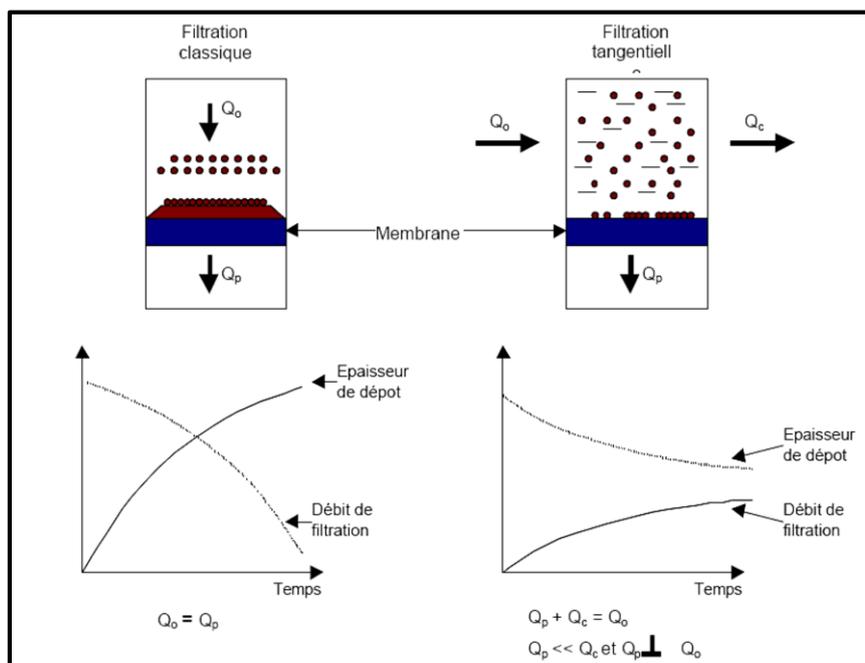


Figure 013: Ecoulement frontal et tangentiel à travers une membrane d'OI

- Avantages et inconvénients de l'écoulement tangentiel :
 - Assure un débit de production constant à une vitesse moyenne constante.
 - Limitation du colmatage des matières dissous par un gradient de cisaillement parallèle à la surface de la membrane.
 - Séparation de l'eau d'alimentation en deux flux : flux du perméat (eau pure) qui traverse la membrane et flux du concentrât (sels) retenue par la membrane.
 - Nécessite beaucoup d'énergie pour assurer le flux de perméation et surmonter la perte de charge.

IV.2.4. Performances et paramètres de fonctionnement d'une unité d'OI :

IV.2.4.1. Performances et limitations du procédé d'OI :

La performance d'une technique séparative à membrane à savoir l'osmose inverse s'évalue à partir de :

- La **perméabilité** ou la densité de flux volumique de filtration qui conditionne la productivité de l'opération.
- La **sélectivité**, c'est-à-dire l'efficacité de la membrane à retenir certains solutés.

Une limitation importante de la performance du procédé est liée à l'**accumulation de matière à la membrane**, accumulation qui est inévitable puisque inhérente à la séparation recherchée. Cette accumulation modifie en effet la sélectivité et la perméabilité du procédé membranaire.

IV.2.4.2. Principaux paramètres de fonctionnement :

Le fonctionnement d'une unité d'osmose inverse est caractérisé par les paramètres suivants :

- **La pression motrice ΔP_{TM}** : appelé aussi **pression transmembranaire différentielle**, un **gradient de pression** entre l'entrée et la sortie de la membrane semi-perméable, définie par la pression d'alimentation ou de refoulement (eau de mer), la pression du perméat (eau douce) et la pression de la saumure ou concentrât (sels). Donnée par la relation suivante :

$$\Delta P = \frac{P_0 + P_c}{2} - P_p$$

Telle que :

P_0 : Pression d'alimentation en bars.

P_c : Pression de la saumure ou concentrât (Rejet) en bars.

P_p : Pression du perméat en bars.

- **Flux de perméation J_p : productivité** du procédé définie par le débit de perméat divisé par l'aire membranaire (densité de flux). Ce flux représente aussi la vitesse moyenne du fluide perpendiculairement à la surface de la membrane.

$$J_p = \frac{Q_p}{S}$$

- **Le taux de conversion Y (Recovery Ratio)** : c'est le paramètre le plus important dans une unité d'osmose inverse ou il caractérise le rendement de l'unité, c'est rapport entre le débit produit (débit du perméat) et le débit d'alimentation (débit d'eau de mer), défini comme suit :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_o} * 100$$

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

$$FC = 100 / (100 - Y)$$

- **Le passage de sels PS** : appelé aussi **taux de passage**, c'est le rapport entre la concentration côté production (perméat) et la concentration côté alimentation (eau de mer) :

$$PS = \frac{C_p}{C_o} * 100$$

- **Sélectivité d'une membrane ou rejet de sels RS** : Le complément du PS, appelé aussi **taux de rétention** ou **taux de rejet**, définie par le rapport entre la concentration côté rejet C_R (concentrât) et la concentration côté alimentation C_o (eau de mer) :

$$RS = \frac{C_R}{C_o} * 100 = 100 - PS$$

Un **taux de rejet de 1** signifie que le soluté est parfaitement retenu par la membrane (concentration dans le perméat $C_p = 0$) alors **qu'un taux de rejet de 0** correspond à un soluté non retenu ($C_R = 0$), cela veut dire que $C_p = C_0$.

IV.2.4.3. Principaux paramètres affectant les performances d'une unité d'OI :

Les paramètres de performances d'une unité d'OI peuvent être affectés par les paramètres suivant :

- **La température de l'eau d'alimentation :**

La variation de la température influe directement sur **la viscosité de l'eau**, telle que lorsque la température de l'eau augmente la viscosité diminue ce qui engendre une augmentation de la productivité (débit du perméat) donc de la conversion Y, d'autre part une diminution de la rétention.

- **La pression d'alimentation :**

Plus la pression est importante plus la rétention augmente et s'approche de 1.

- **La salinité de l'eau d'alimentation :**

L'augmentation de la concentration de l'eau brute d'alimentation engendre une diminution du débit de perméation donc de la conversion Y est cela pour deux raisons, l'augmentation de la pression osmotique et de la viscosité de l'eau.

- **Les matières en suspension et colloïdales :**

L'accumulation de MES et colloïdales au niveau de la surface de la membrane provoque un colmatage rapide et irréversible des membranes d'osmose inverse, ce qui engendre une baisse continue du débit produit (débit du perméat).

IV.3. Mécanismes de transfert :

Pour maîtriser les performances du procédé, il est nécessaire de bien comprendre et de savoir décrire les liens entre les paramètres de fonctionnement (force appliquée, propriétés des membranes, écoulement) et les mécanismes de rétention, de filtration et d'accumulation. Trois types de transfert doivent être étudiés pour décrire ces mécanismes :

- Le **transfert du solvant** qui permet d'exprimer l'effet de la force appliquée (pression transmembranaire) sur la filtration.

- Le **transfert de masse** qui permet de traduire l'effet des conditions hydrodynamiques (écoulement tangentiel...) sur l'accumulation de la matière à la surface de la membrane.
- Le **transfert membranaire** qui permet de décrire l'impact des propriétés de la membrane sur la rétention.

IV.3.1. Types de transfert :

IV.3.1.1. Transfert de solvant transmembranaire et filtration :

Le transfert de solvant transmembranaire c'est le **flux du perméat** à travers la membrane. Appelé aussi **flux volumétrique d'eau à travers la membrane**, ce transfert conditionne l'efficacité du procédé en termes de productivité.

En l'absence d'espèces retenues (sels dissous), le **flux de perméation** à travers la membrane (**qui mesure la quantité de fluide traité en termes de débit-volume filtré par unité d'aire de membrane et par unité de temps**) est directement proportionnel à la **pression transmembranaire** appliquée.

IV.3.1.1.1. Flux de perméation J_p : Application de la loi de DARCY à la filtration membranaire

La loi de Darcy est la relation à la base de la description de **l'écoulement dans un milieu poreux (le cas de la membrane)**. Cette loi établit les conditions d'écoulement d'un liquide d'une viscosité μ , à travers un milieu poreux, c'est-à-dire la vitesse de filtration, **J_p** , au gradient de pression, **dP/dx** , selon la profondeur dans le milieu poreux, **x** :

$$J_p = -\frac{K_p}{\mu} \frac{dP}{dx} \dots \dots \dots (1)$$

Avec :

J_p : Flux de perméation en l/s/m².

K_p : Coefficient de perméabilité (m²).

μ : viscosité dynamique du solvant (Pa.s).

$\frac{dP}{dx}$: Gradient de pression.

L'intégration de cette relation sur **l'épaisseur de la membrane** en faisant l'hypothèse d'une pression variant de façon proportionnelle avec x conduit à définir une perméabilité globale du

matériau, A (en m), qui représente aussi le rapport d'un coefficient moyen de perméabilité, k_p , sur l'épaisseur e du matériau :

$$J_P = \frac{K_P}{\mu} \frac{\Delta P}{e} = \frac{A}{\mu} \Delta P = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \dots \dots \dots (2)$$

Avec R_m résistance hydraulique de la membrane qui représente l'inverse de la perméabilité A de la membrane.

La perméabilité A (ou coefficient de filtration) est une **propriété intrinsèque au matériau** de la membrane (taille et nombres de pores, épaisseur de la membrane, ...)

$\Delta P = \Delta P_{TM}$ C'est la différence de pression de part et d'autre de la membrane ou **pression transmembranaire**.

En cas de présence de soluté à retenir (sels dissous) et grâce à la concentration de ces solutés, la perméabilité de la membrane décroît du fait de la présence d'une résistance à l'écoulement (hydraulique) supplémentaire par des phénomènes qui peuvent se produire à la surface de la membrane. La relation précédente (2) obtenue par la loi de DARCY est alors modifiée pour prendre en compte les phénomènes pouvant conduire à cette réduction :

$$J_P = \frac{\Delta P_{TM} - \Delta \pi}{\mu (R_m + R_s)} \dots \dots \dots (3)$$

Avec :

$\Delta \pi$: Contre-pression osmotique en (Pa).

Lors de la filtration, la pression appliquée peut être réduite par une **contre-pression osmotique** liée au fait que la concentration est plus élevée dans le concentrât que dans le perméat.

On définit **la pression transmembranaire efficace**, la différence entre la pression appliquée et la pression osmotique, appelé aussi **la force motrice (Driving force)** :

$$\Delta P_{eff} = \Delta P_{TM} - \Delta \pi$$

IV.3.1.2. Transfert de matières (ou mass) et accumulation :

Le transfert de matières est **le flux de soluté** (matières dissous) qui se manifeste dès la filtration tangentielle de l'eau concentrée en soluté (sels) dans la membrane semi-perméable d'osmose inverse (**qui mesure la quantité de particule ou de soluté transporté en mole ou**

en Kg par unité d'air de membrane et par unité de temps), engendrant des phénomènes d'accumulation de matières dissous à la surface de la membrane. Cette accumulation provoque une diminution du **flux de perméation** et de la **perméabilité** donc une baisse de productivité.

IV.3.1.2.1. Flux de matières : Convection et Diffusion

Les phénomènes qui gèrent le transfert de matières sont classiquement d'ordres **diffusif et convectif**, souvent fortement couplés, et dépendent des paramètres opératoires hydrodynamiques que sont la **différence de pression transmembranaire ΔP** et le **débit d'écoulement tangentiel (vitesse d'écoulement)**, des propriétés des fluides traités et bien entendu de celles des membranes utilisées.

On définit l'équation générale **de transfert de matières convection-diffusion** appelé **équation de continuité**, établie par un bilan de matières sur un élément de volume :

$$\frac{dC}{dt} + u \frac{dC}{dx} + v \frac{dC}{dy} + w \frac{dC}{dz} = D \left(\frac{d^2C}{dx^2} + \frac{d^2C}{dy^2} + \frac{d^2C}{dz^2} \right) \dots \dots \dots (4)$$

1. Flux convectif (convection) J_{SC} :

Un flux de matières convectif c'est un flux induit par le flux de perméation, par l'effet d'une vitesse de perméation (vitesse de filtration) et une différence de pression ΔP de part et d'autre de la membrane. Ce flux est à la base de l'accumulation de soluté (matières) à la surface de la membrane semi-perméable et génère une couche appelée **couche limite de diffusion**. S'écrit :

$$J_{SC} = J_P C_0 \dots \dots \dots (5)$$

Avec :

J_{SC} : Flux de matière convectif en **mol/s/m² ou Kg/s/m²**.

J_P : Flux de perméation en **l/s/m²**.

C_0 : Concentration molaire ou massique de la solution.

2. Flux diffusif (Diffusion) J_{SD} :

La diffusion, génère un flux de matière des zones concentrées (**couche limite de diffusion**) vers les zones diluées (**solution**), sous l'action d'**un gradient de concentration** entre les deux zone.

2.1. Lois de diffusion : Lois de Fick

Les lois de Fick c'est les lois de base de la description de la diffusion de la matière dans un milieu binaire à l'échelle microscopique et macroscopique, reliant le flux de matière au gradient de concentration.

▪ **1 ère loi de Fick : Diffusion de matières stationnaire**

La première loi de la diffusion de matières, reliant le flux à la différence de concentration :

$$J_{SD} = -D \frac{dC}{dx} \dots \dots \dots (6)$$

Avec :

J_{SD} : Flux de matière diffusif en **mol/s/m² ou Kg/s/m²**.

D : Diffusivité du milieu ou coefficient de diffusion du soluté en **m²/s** .

$\frac{dC}{dx}$: Gradient de concentration.

▪ **2eme loi de Fick : Diffusion de matières non-stationnaire**

La deuxième loi de Fick, exprime le fait que la variation de la concentration en fonction du temps est proportionnelle à la dérivée seconde de la concentration par rapport à la distance (gradient de concentration). C'est-à-dire, qu'en tout point de l'espace, la concentration évolue avec le temps.

Cette loi est établie par **une conservation de masse**, telle qu'elle explique que dans un élément de volume de matière compris entre **x et x + dx**, la matière diffusante (flux de matières) est conservée pendant un temps Δt . (Figure 04)

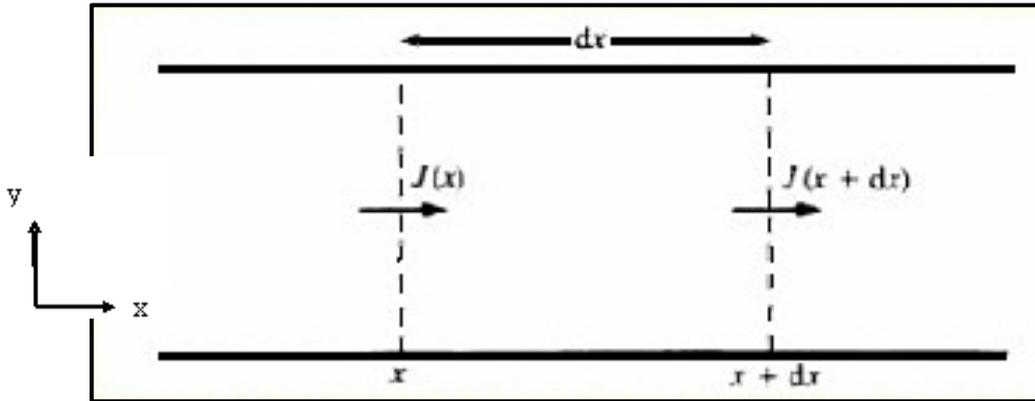


Figure 014: Conservation de Flux de matière dans un élément dx (2eme loi de Fick)

En appliquant la conservation de flux de matières (ou de mass) :

$$J_x = J_{x+dx} + dJ = J_{x+dx} + \frac{dC}{dt} \frac{dV}{S}$$

$$\frac{dC}{dt} = \frac{S}{dV} dJ_{SD}$$

Avec :

$$\frac{S}{dV} = \frac{1}{dx}$$

En trouve :

$$\frac{dC}{dt} = - \frac{dJ_{SD}}{dx} \dots \dots \dots (7)$$

En utilisant la première loi de Fick (6) en trouve :

$$\frac{dC}{dt} = D \frac{d^2C}{dx^2} \dots \dots \dots (8)$$

IV.3.1.2.2. Phénomènes de transfert de matière :

1. Phénomène de polarisation de concentration :

Le phénomène de polarisation de concentration (Figure 05) c'est le résultat de **l'accumulation de la matière** (espèces retenues) à l'interface de la membrane semi-perméable d'OI, formant une **couche limite** de matières (massique) appelé **couche limite de diffusion**. Cette accumulation engendre une **augmentation de concentration** au voisinage de la membrane, jusqu'à ce qu'un équilibre s'établisse entre le flux convectif J_{SC} transféré à travers la membrane sous l'action du gradient de pression et le flux qui diffuse J_{SD} en sens inverse sous l'action du gradient de concentration de la couche limite de diffusion vers la solution.

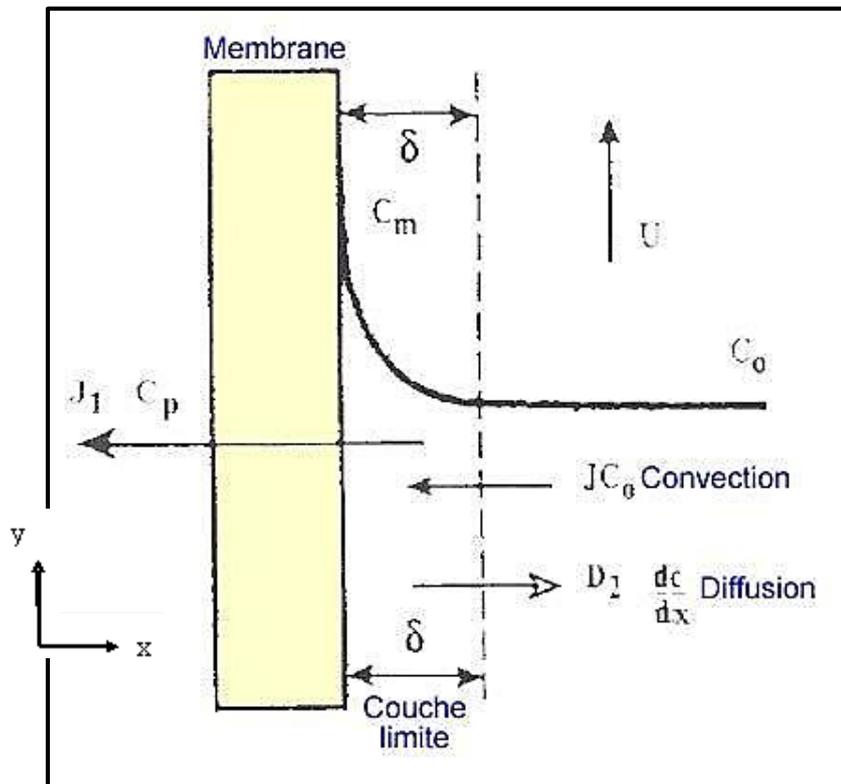


Figure 015: Profil polarisation de concentration et formation de la couche limite de diffusion

Cm représente la concentration à la surface de la membrane.

Cette concentration importante à la surface de la membrane d'OI peut réduire **la perméabilité** donc **le flux de perméation** à travers la membrane.

Cette diminution de la perméabilité et flux de perméation (Figure 06) est notamment liée aux points suivants :

- L'augmentation de la pression osmotique $\Delta\pi$ en diminuent la pression efficace (ou force motrice) $\Delta P_{\text{eff}} = \Delta P - \Delta\pi$
- L'augmentation de la résistance à l'écoulement par l'effet de l'augmentation de la viscosité μ du solvant, au fur et à mesure de l'augmentation de la concentration.
- Précipitation ou entartrage de sels a la surface de la membrane, lorsque la concentration C_m en soluté se trouve en sursaturation et dépasse une certaine limite de concentration appelé limite de solubilité. Les dépôts que l'on rencontre le plus fréquemment dans les installations de dessalement par osmose inverse sont : le carbonate de calcium CaCO_3 et le sulfate de calcium CaSO_4 .
- Colmatage des pores de la membrane par formation de dépôt, modifient les propriétés de la membrane comme la sélectivité (rétention).

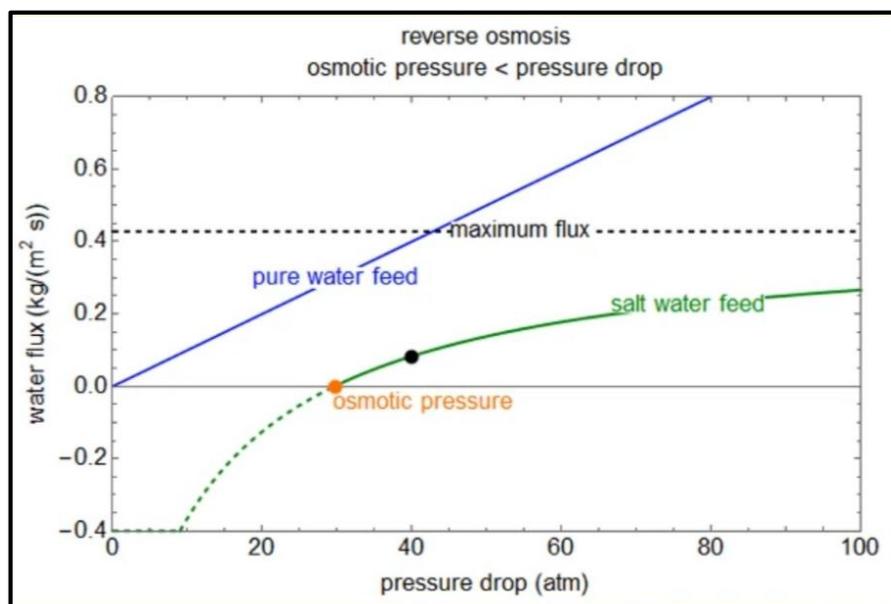


Figure 016: Effet de la polarisation sur le flux du perméat

1.1. Modélisation de la polarisation : Modèle du film et flux de perméation stationnaire

Le **modèle du film** (Figure 07), considère que le **profil de concentration** dans la couche limite de diffusion est **linéaire** et que le flux de soluté se produit à un état d'équilibre stationnaire (régime permanent).

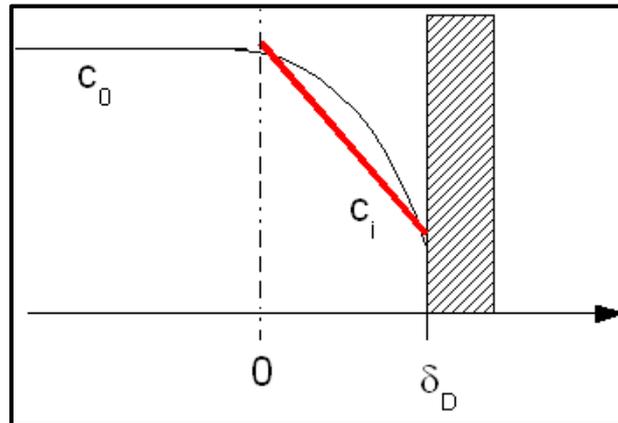


Figure 017: Modélisation de la polarisation par le modèle du film

L'augmentation de la concentration du soluté (sels dissous) au voisinage de la membrane d'OI est régie par un équilibre qui s'établit entre le flux de matière transféré vers la membrane sous l'action du gradient de pression et le flux qui diffuse en sens inverse sous l'action du gradient de concentration. À l'état d'équilibre, **le flux de soluté est constant** à travers le film (couche limite de diffusion) et est égal au flux de soluté à travers la membrane.

L'écriture de cet équilibre conduit à **la loi du film** qui permet de déterminer **le flux de perméation en régime stationnaire (régime permanent)**.

En régime stationnaire ou permanent, la concentration ne varie pas en fonction du temps, d'après l'équation de la **2eme loi de fick (7)** on peut écrire :

$$\frac{dC}{dt} = -\frac{dJ_{SD}}{dx} = 0$$
$$\frac{dJ_{SD}}{dx} = 0 \Leftrightarrow J_{SD} = \text{constant}$$

D'après la **première loi de fick (6)**, ce flux de soluté constant dans la couche limite de diffusion s'écrit :

$$J_{SD} = \frac{D}{\delta} (C_0 - C_m)$$

Le flux de soluté constant c'est le **flux convectif de soluté traversant la membrane** vers le compartiment perméat :

$$J_{SD} = J_{SP} = J_P C_P$$

Avec :

J_{SP} : Flux convectif de soluté à travers la membrane **mol/s/m² ou Kg/s/m²**.

J_P : Flux de perméation en **l/s/m²**.

C_P : Concentration du perméat en **mol/l ou Kg/l**.

À l'**équilibre stationnaire**, le bilan sur l'espèce retenue (sels dissous) dans la **portion de couche limite** comprise entre la membrane et la cote x permet d'écrire :

$$J_P C(x) = D \frac{dC}{dx} + J_P C_P \dots \dots \dots (9)$$

$$J_P (C(x) - C_P) = D \frac{dc}{dx}$$

$$J_P dx = D \frac{dc}{(C(x) - C_P)}$$

L'intégration de cette relation sur l'**épaisseur de la couche limite de polarisation**(ou de diffusion) δ permet de déterminer en régime stationnaire (ou permanent) le flux de perméat :

les conditions aux limites sont :

$$C = C_0 \text{ Pour } x = 0 \quad C = C_m \text{ Pour } x = \delta$$

Soit :

$$J_P \int_0^\delta dx = D \int_{C_0}^{C_m} \frac{dc}{(C(x) - C_P)} \dots \dots \dots (10)$$

Avec :

C_0, C_m, C_P désignent les concentrations massiques ou molaires de soluté respectivement dans la solution, dans le perméat et au niveau de l'interface de la membrane.

On obtient le **flux de perméation en régime stationnaire** J_{Pstat} :

$$J_{Pstat} = \frac{D}{\delta} \ln \left(\frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \right) \dots \dots \dots (11)$$

D'où :

$$\left(\frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \right) = e^{\frac{J_{Pstat}}{K}} \dots \dots \dots (12)$$

On définit :

$$K = \frac{D}{\delta}$$

C'est coefficient de transfert de matières du soluté **en m/s** en fonction de l'épaisseur de la couche limite de diffusion δ et le coefficient de diffusion du soluté **D**. Ce coefficient permet de décrire le transfert diffusif de soluté dans la couche limite de diffusion.

Relié empiriquement aux trois nombres adimensionnels, **le nombre de Sherwood Sh**, **le nombre de Reynolds Re** (paramètres hydrodynamiques) **et le nombre de Schmidt Sc** (paramètres physico-chimiques) par la relation suivante :

$$Sh = \frac{K d_h}{D} = \alpha_1 (Re)^{\alpha_2} (Sc)^{\alpha_3} \dots \dots \dots (13)$$

Avec :

$$Sh = \frac{K d_h}{D} \text{ Nombre de Sherwood,}$$

$$Re = \frac{\rho U d_h}{\mu} \text{ Nombre de Reynolds,}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \text{ Nombre de Schmidt,}$$

d_h : Diamètre hydraulique (module d'OI) (m).

U : vitesse moyenne tangentielle de l'eau de mer dans le module d'OI (eau de mer) (m/s).

ρ : Masse volumique du fluide (eau de mer) (kg/m³).

μ : viscosité dynamique du fluide (eau de mer) (Pa.s).

$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ Sont déterminés expérimentalement et en fonction du régime d'écoulement (laminaire ou turbulent)

Donc l'estimation du coefficient de transfert de matières et l'épaisseur de la couche limite de diffusion, dépendent de **la géométrie du transfert et du régime d'écoulement**.

▪ **En écoulement laminaire :**

Dans ce cas, le coefficient de transfert de matière du soluté peut être déterminé si l'on suppose que le **profil parabolique de vitesse** soit établi dès l'entrée dans le système membranaire et que le **profil de concentration** évolue le long de la membrane (Figure 08). On peut utiliser la corrélation suivante :

$$Sh = \frac{K d_h}{D} = 1.86 \left(Re \frac{d_h}{L} \right)^{0.33} (Sc)^{0.33} \dots \dots \dots (14)$$

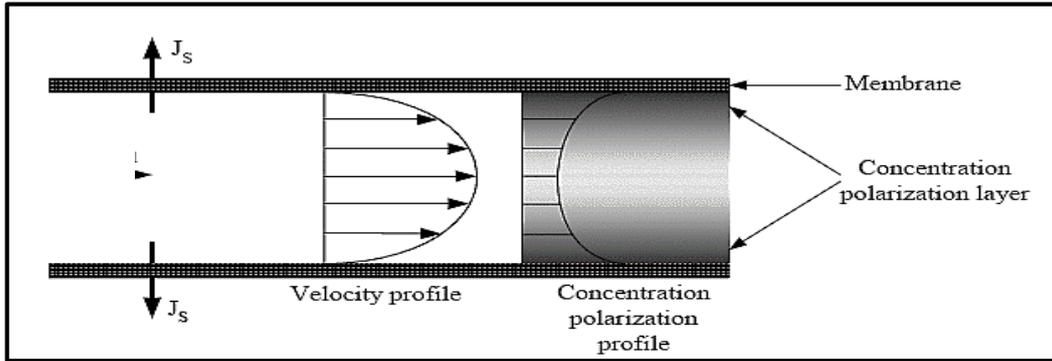


Figure 018: Profil de vitesse et profil de la polarisation de concentration dans un module d'OI

▪ **En écoulement turbulent :**

Pour des Reynolds important, le coefficient de transfert de soluté est estimé par la corrélation suivante :

$$Sh = \frac{K d_h}{D} = 0.023 (Re)^{0.8} (Sc)^{0.33} \dots \dots \dots (15)$$

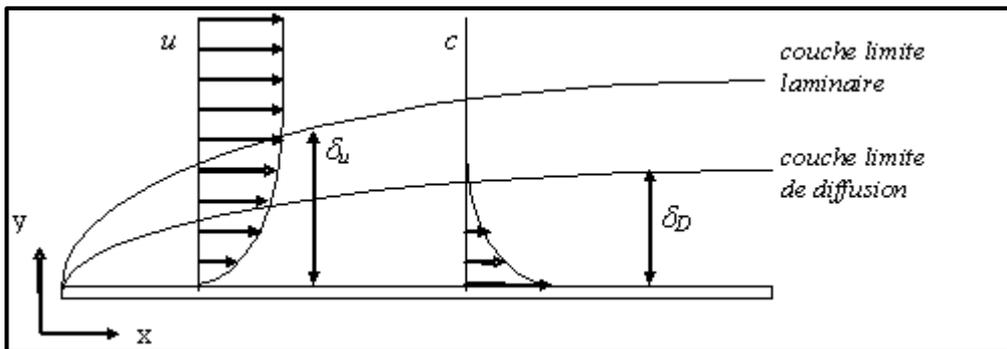


Figure 019: Profil de vitesse et de concentration au niveau de la couche limite de diffusion

On s'intéresse aux profils de vitesse et de concentration au niveau de la couche limite de diffusion (Figure 09) comprise entre $x = 0$ et $x = \delta_D$ dans le repère (OX, OY).

Soit l'équation (4) de convection-diffusion (équation de continuité) suivante :

$$\frac{dC}{dt} + u \frac{dC}{dx} + v \frac{dC}{dy} + w \frac{dC}{dz} = D \left(\frac{d^2C}{dx^2} + \frac{d^2C}{dy^2} + \frac{d^2C}{dz^2} \right)$$

Telle que :

u, v, w, sont les composantes de vitesse suivant les directions x, y, z respectivement.

On appliquant les conditions d'écoulement, l'équation de continuité sera réduite comme suit :

- Régime d'écoulement permanent : $\frac{dC}{dt} = 0$
- Vitesse d'écoulement suivant la direction de l'axe longitudinale (OY) : $w = 0$
- Diffusion de soluté selon l'axe transversale (OX) : $\frac{d^2C}{dy^2} = 0$ et $\frac{d^2C}{dz^2} = 0$

$$u \frac{dC}{dx} + v \frac{dC}{dy} = D \frac{d^2C}{dx^2} \dots \dots \dots (16)$$

D'autre part, l'équation de mouvement de Navier-Stocks en ces conditions et suivant l'axe (OY) s'écrit :

$$u \frac{dv}{dx} + v \frac{dv}{dy} = \frac{\mu}{\rho} \frac{d^2v}{dx^2} \dots \dots \dots (17)$$

On définit d'après l'équation (12) :

$$Pe = \frac{J_P}{K} = \frac{J_P \delta}{D}$$

Il représente le nombre de **Péclet** qui caractérise l'importance du transfert de matières (soluté) convectif et diffusif. Il est défini aussi par la relation suivante :

$$Pe = Re * Sc$$

Avec :

Re : Nombre de Reynolds (paramètres hydrodynamiques).

Sc : Nombre de Schmidt (paramètres physico-chimiques).

1.2. limitation du phénomène de polarisation de concentration :

Le phénomène de polarisation peut être réduit en améliorant l'**hydrodynamique** dans le module de filtration d'osmose inverse en favorisant un bon **mélange** de la solution d'alimentation avec la solution près de la surface de la membrane et afin de favoriser l'**écoulement turbulent**. L'hydrodynamique est en effet responsable du **balayage tangentiel de la surface filtrante** qui conduit à une augmentation du coefficient de transfert de matières **K** :

- Augmentation de la **vitesse tangentielle d'écoulement** qui, en réduisant l'épaisseur de la couche limite, réduit le nombre de Péclet et donc l'accumulation du soluté à la surface de la membrane (balayage tangentiel)
- Utilisation des **promoteurs de turbulence** afin de créer des écoulements turbulents au-dessus de la membrane.

IV.4. Description des équipements d'une unité d'osmose inverse :

IV.4.1. Les membranes et modules d'osmose inverse :

IV.4.1.1. Les membranes :

D'une façon générale, les membranes de filtration (osmose inverse OI, nanofiltration NF, ultrafiltration UF, microfiltration MF) sont des membranes **semi-perméables** qui permettent la **rétenion** de solutés ou de particules contenues dans un solvant. Les membranes sont habituellement composées d'une **couche sélective (couche de rétenion)** assurant la séparation.

Leurs **performances** en filtration, qui correspondent à celles de la couche sélective, sont caractérisées par leur **perméabilité au solvant** et leur **sélectivité (rétenion) au soluté** (cas de sels dissous en OI). Cette dernière caractéristique est liée à la **taille des pores** des membranes exprimée en termes de **rétenion de sel** dans le cas d'osmose inverse.

1. Types de membranes :

Trois types de structures de membranes existent :

- Membranes symétrique ou isotropes.
- Membranes asymétriques ou anisotropes

- Membranes composites.

1.1. Membranes symétriques ou isotropes :

Les membranes symétriques sont composées d'un **même matériau** ayant une **porosité sensiblement uniforme** dans toute l'épaisseur. Dans ce cas la membrane, dans toute son épaisseur, forme **la couche sélective (couche de rétention)**. Elles peuvent être denses (absence de pores) ou poreuses (figure 10).

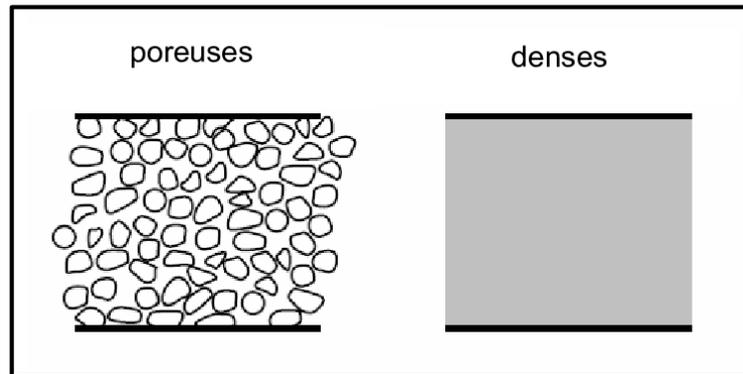


Figure 20: Représentation schématique de membranes symétriques

1.2. Membranes asymétriques ou anisotropes :

Comme les membranes symétriques, les membranes asymétriques sont élaborées à partir d'un même matériau mais ils ont une porosité variable dans l'épaisseur de la membrane. Il existe deux parties bien distinctes dans une membrane asymétrique : **la (ou les) couche peau** et **la sous-couche poreuse** (figure 11).

La couche peau est la partie sélective de la membrane donc elle forme **la couche sélective**. Elle possède la porosité la plus faible et les pores les plus petits. Son épaisseur est très faible devant celle de la membrane : de l'ordre de **1 μm** ou moins. Cette faible épaisseur permet d'associer une haute sélectivité à une haute perméabilité, donc elle sera mise directement en contact avec de l'eau à filtrer.

La sous-couche poreuse forme la partie la plus grande de la membrane. Elle possède une porosité importante associée à des pores de grandes dimensions (à l'échelle du micromètre). Son épaisseur est de l'ordre de **100 μm** ou moins. Elle n'offre pas de sélectivité et n'influe pas sur la perméabilité. Son rôle est d'assurer **la résistance mécanique de la membrane**.

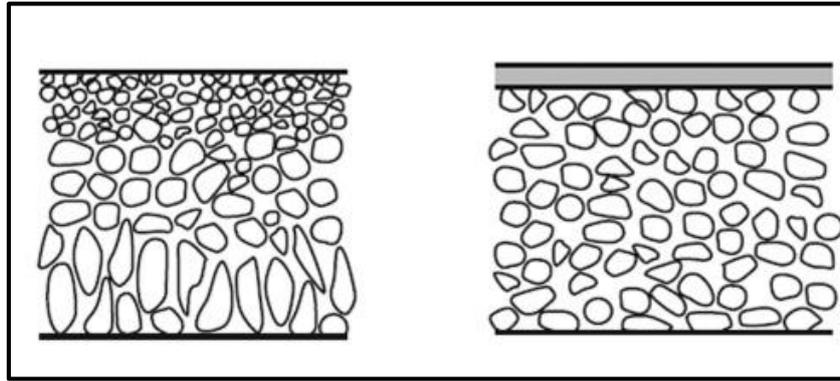


Figure 21: Représentation schématique de membranes asymétriques

1.3. Membranes composites :

Les membranes composites sont constituées d'un assemblage de deux ou **plusieurs couches de matériaux de différentes porosités** et de **différentes compositions chimiques** (figure 12). Elles ont été développées afin d'augmenter la perméabilité des membranes en diminuant l'épaisseur de la couche sélective, qui sera d'ordre de 10 à 100 nm.

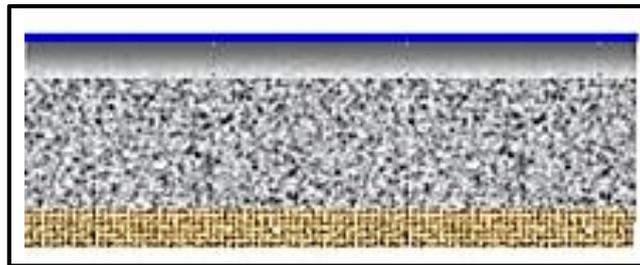


Figure 22: Représentation schématique d'une membrane composite

2. Types de matériaux membranaires :

Il existe deux grandes catégories de matériaux de membranes : **les membranes organiques (ou polymères)** et **les membranes minérales**. Ces matériaux doivent avoir une **résistance chimique, thermique et mécanique** en accord avec le procédé et le fluide utilisé. Ils doivent aussi pouvoir être mis en forme facilement et permettre la fabrication d'une membrane **fine, résistante et sélective**.

2.1. Matériaux organiques :

Il s'agit de **polymères** d'origine synthétique ou naturelle, réticulés ou non. Les avantages des membranes polymères sont :

- Disponibilité sur le marché (plus de 70%) et dans toutes les tailles de pores (MF, UF, NF, OI).
- Facilité de mise en œuvre.
- Faible cout de production.
- la plupart des polymères permettent de produire des membranes organiques sous toutes les géométries possibles (planes, tubulaires, spiralés et fibres creuses) (**voir géométries des membranes / les modules**)

Le principal défaut des membranes organiques est leur faible résistance thermique et chimique comparée à celle des membranes minérales.

En osmose inverse (OI) les principaux polymères organiques utilisés sont :

- Acétate de cellulose / Triacétate de cellulose (origine naturelle).
- Polyamide / Polyimide / Polyimide sulfoné.

Les avantages et les inconvénients des polymères utilisés en OI sont cités dans le tableau ci-dessous :

Types de polymères (OI)	Avantages	Inconvénients
Acétate de cellulose / Triacétate de cellulose	<ul style="list-style-type: none"> - grande perméabilité et grande sélectivité. - mise en œuvre aisée. - matériaux facilement disponibles et bon marché. 	<ul style="list-style-type: none"> - faible résistance thermique (entre 30 et 40°C max). - faible résistance chimique : PH entre 3 et 8, la teneur en chlore devra être contrôlée. - sensibilité aux micro-organismes.
Polyamide / Polyimide / Polyimide sulfoné	<ul style="list-style-type: none"> - excellente sélectivité aux sels. - stabilité chimique et thermique. - bonne résistance mécanique. 	<ul style="list-style-type: none"> - faible perméabilité. - faible résistance aux oxydants, en particulier au chlore.

Tableau 013: Avantages et inconvénients des polymères utilisés en osmose inverse

Les **polyamides** sont principalement utilisés pour la fabrication des **membranes composites** de d'OI où ils forment la couche active.

2.2. Matériaux minéraux :

Trois matériaux minéraux sont disponibles pour la fabrication de membranes de filtration à savoir, **les céramiques, le carbone poreux et les métaux**. Les avantages des membranes minérales sont :

- une grande résistance thermique avec des températures d'utilisation pouvant atteindre plusieurs centaines de degrés.
- une grande résistance chimique. Elles sont, la plupart du temps, adaptées à la filtration de solvants organiques ou de fluides agressifs (acides, bases, oxydants...).
- une grande résistance mécanique qui autorise des pressions élevées (10 à 100 bar).

Les principaux défauts de ces membranes sont :

- elles sont disponibles uniquement sous forme de membrane plane ou tubulaire, du fait de la rigidité des matériaux utilisés.
- les faibles tailles de pore ne sont pas disponibles (NF, OI).
- elles ont un coût supérieur à dix fois le coût des membranes organiques.

3. Géométrie des membranes :

Il existe trois formes de géométries à savoir : les membranes **planes, tubulaires et fibres creuses**.

3.1. Membranes planes :

Une membrane plane est constituée : d'une **couche peau** ou couche sélective, d'une **sous couche poreuse** et d'un **support mécanique**. Elles peuvent être organiques ou minérales. Pour une membrane organique plane (figure 13), le support mécanique peut être **en polyester**, par exemple. Les couches des polymères peuvent être constituées d'un même matériau (membrane asymétrique) ou de différents matériaux (membrane composite). Les membranes planes minérales sont des membranes asymétriques.

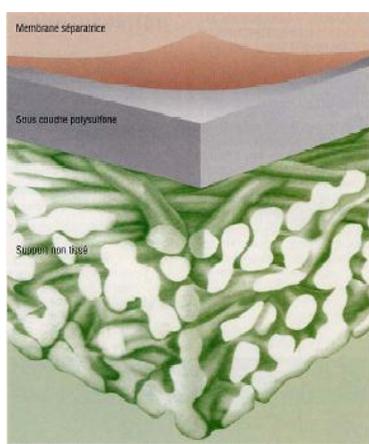


Figure 23: Représentation schématique d'une membrane organique plane

3.2. Membranes Tubulaires :

Les membranes tubulaires (figure 14) ont une géométrie cylindrique, dont le diamètre est compris entre 3 mm et 10 mm. Elles sont constituées d'un support poreux dans lequel circule le perméat sur lequel est déposée la couche sélective. Elles peuvent être organiques ou minérales, asymétrique ou composite.

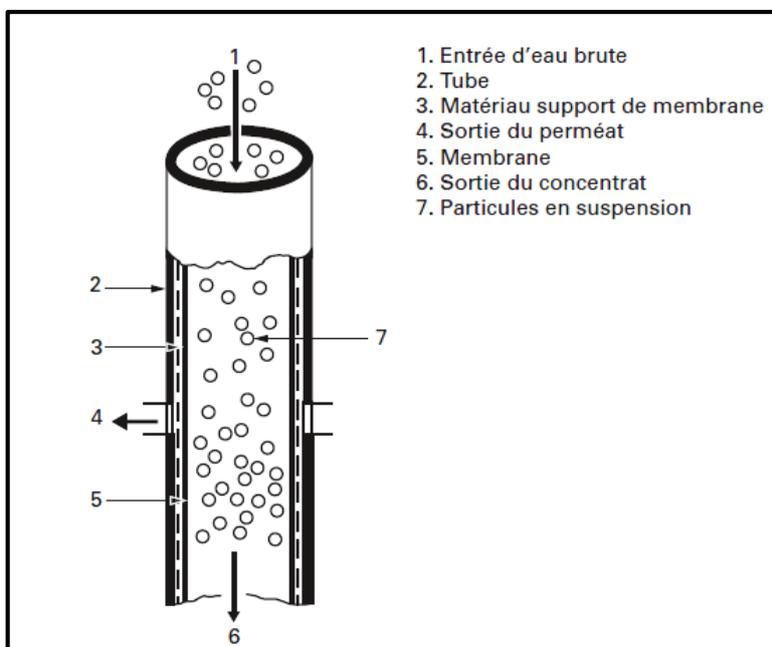


Figure 24: Représentation schématique d'une membrane tubulaire

3.3. Membranes en fibres creuses :

Les membranes en fibres creuses (figure 15) sont uniquement fabriquées en matériau organique et généralement d'un seul matériau (symétrique ou asymétrique), bien que des fibres creuses composites existent. Les fibres creuses peuvent être **à une ou à deux couche sélective, a couche sélective interne ou externe**. Dans le cas d'une couche sélective interne, l'alimentation se fera à l'intérieur de la fibre creuse et le perméat sera récupéré à l'extérieur de la fibre et vice versa.

La pression de travail des membranes en fibres creuses est en fonction de leurs diamètres. Dans le cas de **l'osmose inverse**, le diamètre des fibres creuses varie entre **50 µm et 200 µm** et supporte une pression de travail varie entre **35 bar et 140 bar**, avec une alimentation à l'extérieur de la fibre creuse.

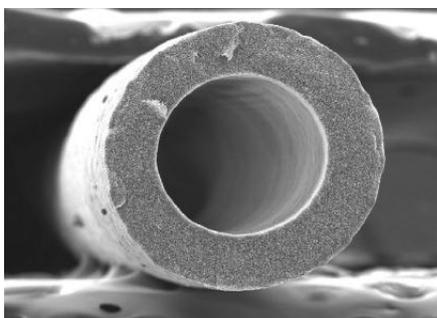


Figure 25: Membrane à fibre creuse

IV.4.1.2. Les modules :

Un module est l'assemblage de plusieurs membranes. Quatre principaux types de module sont disponibles : il s'agit des modules plans, spiralés, tubulaires et en fibres creuses. Les différents modules sont étroitement liés à la géométrie des membranes et donc au matériau.

1. Module plan :

Les modules plans sont constitués de membranes planes assemblées dans un agencement de type filtre-presse (figure 16). L'assemblage élémentaire est constitué d'un espaceur côté alimentation, d'une première membrane, d'un espaceur côté perméat et d'une deuxième membrane, tandis que des joints assurent l'étanchéité entre les différents compartiments. L'alimentation en fluide à traiter se fait au niveau de l'espaceur de l'alimentation, le perméat traverse la membrane et est récolté dans l'espaceur perméat, tandis que le rétentat ressort au niveau de l'espaceur d'alimentation. Les membranes utilisées sont généralement des membranes organiques, parfois minérales.

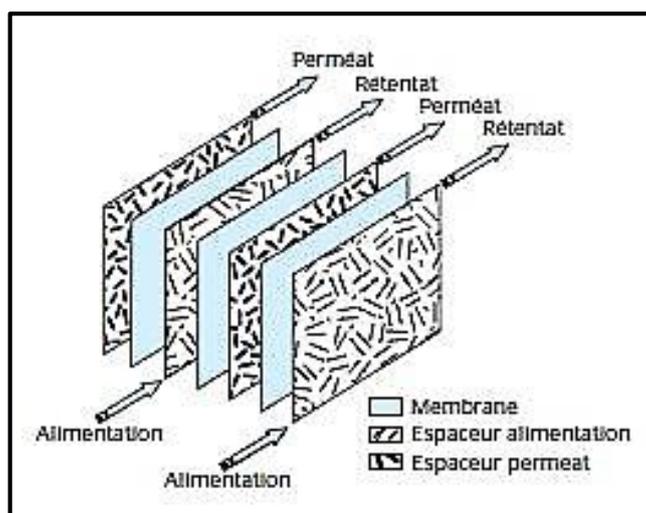


Figure 26: Schéma d'un module plan

2. Module spiralé :

Un module spiralé utilise un ensemble de membranes organiques planes enroulées autour de l'axe de la spirale (figure 17). Comme pour les modules plans, le même assemblage élémentaire sera utilisé pour les modules spiralés. Pratiquement un module spiralé est constitué d'un ou plusieurs éléments, ces éléments sont des petits modules spiralés. Des modules qui sont utilisés fréquemment en **osmose inverse**.

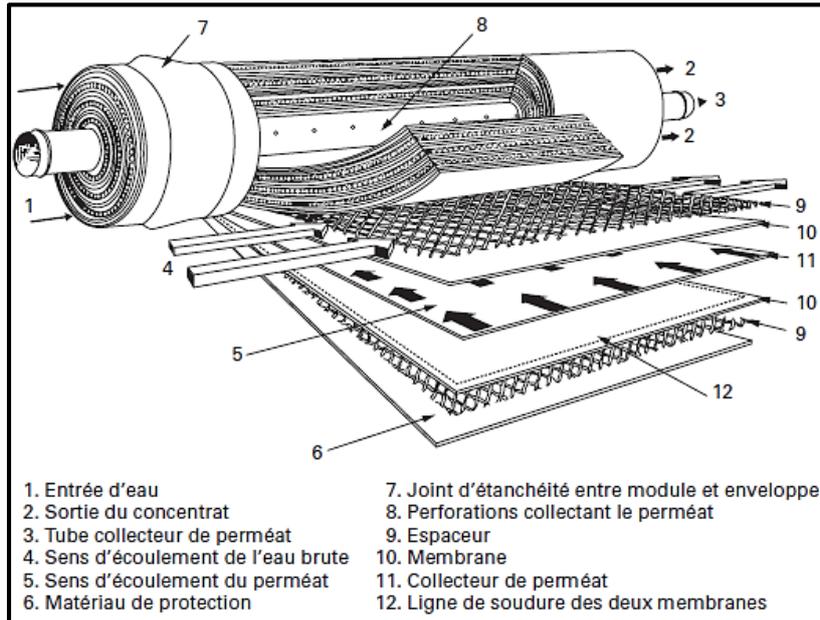


Figure 27: Schéma d'un module spirale

3. Module tubulaire :

Ces modules sont composés de membranes tubulaires (figure 18) dont le diamètre interne est de l'ordre du centimètre, ces tubes sont assemblés à l'aide de joints. Ces modules sont construits autour de membranes minérales (céramiques), parfois de membranes en polymères (organiques).

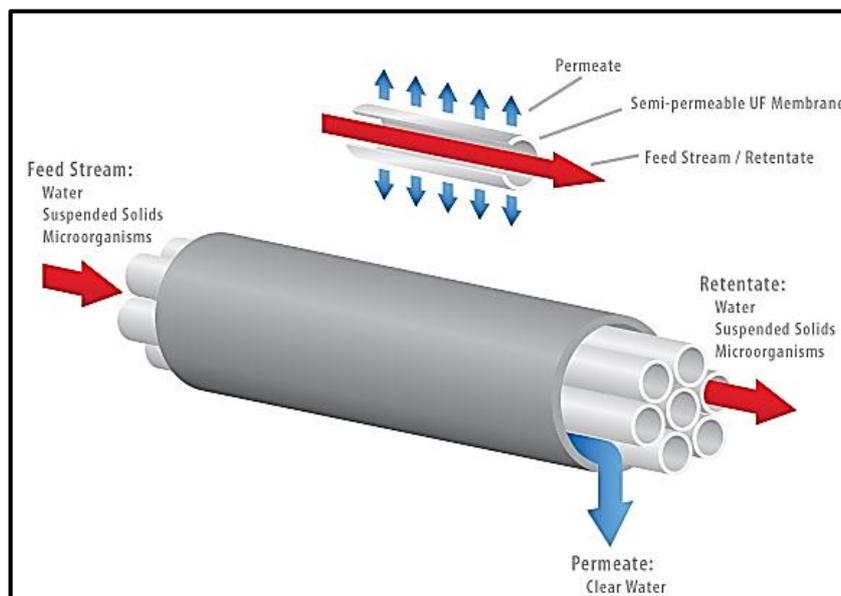


Figure 28: Schéma d'un module tubulaire

4. Module en fibres creuses :

Ces modules sont constitués de fibres creuses organiques (entre 50 et 5 000 fibres et plus). Les fibres sont assemblées dans un carter parallèlement à celui-ci (figure 19). L'étanchéité entre les différentes fibres et le carter est assurée par un collage. Ces les modules **les plus utilisés en ultrafiltration et même en osmose inverse.**

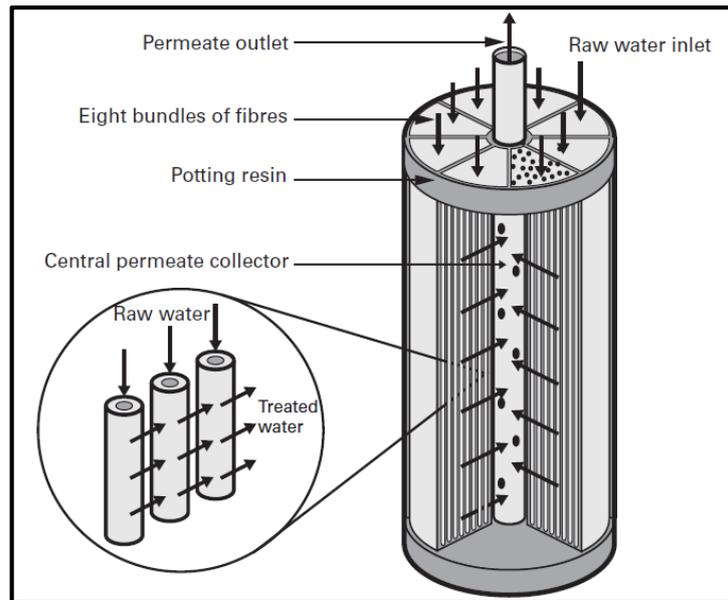


Figure 29: Schéma d'un module en fibres creuses

- **Critères de comparaison et de choix des modules :**

Soit le tableau ci-dessous résume les principaux critères de comparaison et de choix des modules de filtration :

Critères de comparaison et de choix	Types de modules			
	Plan	Spiralée	Tubulaire	Fibres creuses
Coût d'investissement	Élevé	Faible	Élevé	Faible
Coût énergétique (pompage)	Moyen	Faible	Élevé	Faible
Compacité (m ² / m ³)	Faible	Élevé	Faible	Élevé

	100 à 400	300 à 1000	10 à 300	1000 à 15000
Prétraitement	Simplifié	Important	Simplifié	Important
Remplacement des membranes	Membrane par membrane	Module entier	Tube par tube	Module entier
Nettoyage	Moyen	Difficile	Facile	Facile (nettoyage à contre-courant)
Matériaux	Tous matériaux	Organique (Polymères)	Tous matériaux	Organique (Polymères)

Tableau 014: Critères de comparaison et de choix des modules

IV.4.2. La pompe haute pression (High Pressure Pump HPP) :

Avant d'entrer dans les membranes d'osmose inverse, l'eau de mer clarifiée (après prétraitement) est pressurisée au moyen de la **pompe haute pression** généralement entre **55 et 85 bars**, en fonction de **la température** et de **la salinité** de l'eau, forçant l'eau à s'écouler à travers la membrane semi-perméable, laissant la majeure partie (environ 95% -99%) des **sels dissout** derrière le courant. La pompe haute pression est liée directement à **la consommation d'énergie électrique** par son rendement.

Dans le **système membranaire à haute pression d'osmose inverse**, l'eau d'alimentation sera divisée **en perméat à faible teneur en sel**, et **en concentrât (ou saumure) à haute teneur en sel**.

Les types de pompes haute pression utilisées en osmose inverse sont :

- **Pompes centrifuges multi étagées ou multicellulaires.**
- **Pompes volumétriques à piston.**

La consommation d'énergie de la pompe haute pression résulte d'un compromis entre la **pression de fonctionnement**, le **taux de conversion** et la **surface de membranes installée**.

IV.4.3. Le système de récupération d'énergie :

La perte de charge (ou perte de pression) à travers les membranes d'osmose inverse est d'environ **1.5 à 2 bars**, en fonction du nombre d'éléments par tube de pression, **le concentrât sort donc à haute pression de l'ordre de 50 à 60 bars**. Grâce au **système de récupération d'énergie**, il est possible de réutiliser l'énergie haute pression du concentrât. Le concentrât est

dirigé vers le système de récupération d'énergie, où il transmet directement son énergie à une partie de l'eau d'alimentation.

Le but de cette récupération d'énergie du concentrât est d'augmenter **l'économie de l'énergie électrique** utilisée pour alimenter les pompes à haute pression.

Il existe plusieurs concepts de récupération d'énergie, à savoir :

1. Turbine hydraulique (Turbine Pelton) à récupération d'énergie :

L'énergie hydraulique haute pression (puissance hydraulique) du concentrât est transformée en énergie électrique (puissance électrique) à l'aide d'une turbine, **alimentant le moteur** de la pompe haute pression (figure 20). La turbine utilisée est du type **Pelton**, permet de récupérer jusqu'à **30 à 40%** de l'énergie du concentrât.

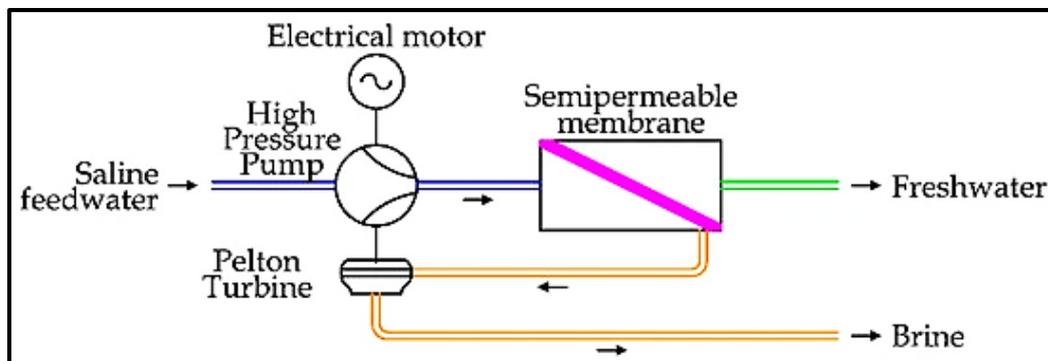


Figure 30: Schéma d'une unité d'OI équipée d'une turbine Pelton de récupération d'énergie

2. Turbocompresseur (Turbocharger)

Dans ce cas, l'eau salée est pressurisée en deux étapes : la première est confiée à une pompe haute pression (HPP), entraînée par un moteur électrique, et la dernière est réalisée par un dispositif de **turbocompresseur**, qui est composé d'une **turbine hydraulique Pelton** et d'une **pompe**, directement accouplé, comme la montre la figure 21.

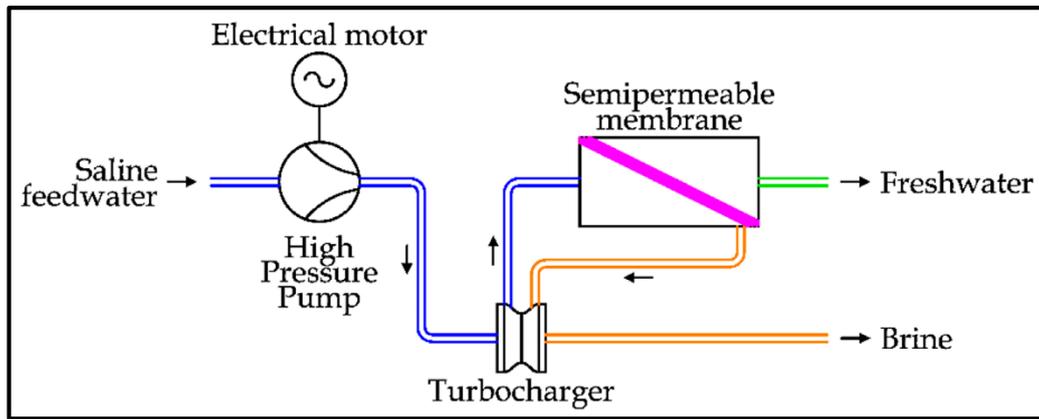


Figure 31: Schéma d'une unité d'OI équipée d'un turbocompresseur

3. Turbocompresseur combiné à une turbine Pelton :

Pour **améliorer l'efficacité énergétique**, un système à **double turbine** est utilisé.

Compte tenu du système de turbocompresseur, une partie du débit de saumure est déversée pour faire fonctionner une **turbine Pelton** et **réduire la charge électrique** du moteur électrique de la pompe haute pression (HPP). Comme la montre la figure 22.

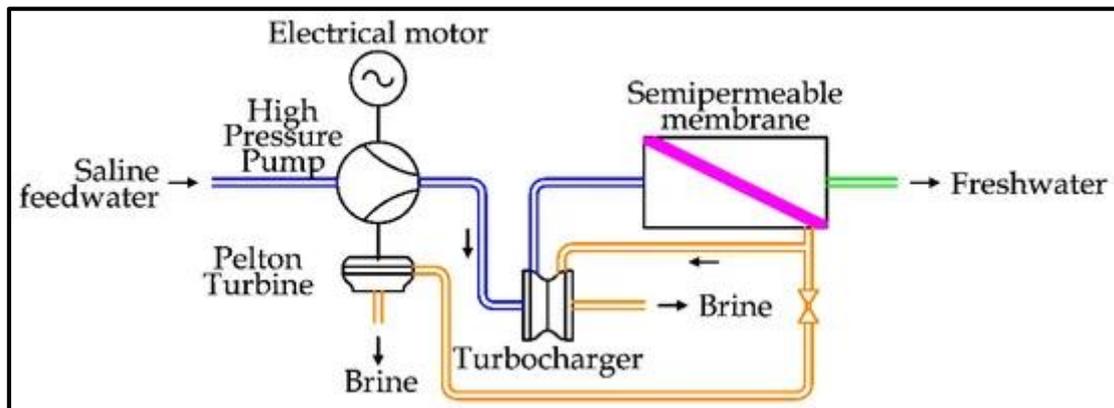


Figure 32: Schéma d'une unité d'OI à double turbine

4. Echangeur de pression (Pressure exchanger) :

L'échangeur de pression (figure 23) permet de transférer la haute pression du concentrât directement dans le circuit d'alimentation d'eau de mer (après la pompe haute pression).

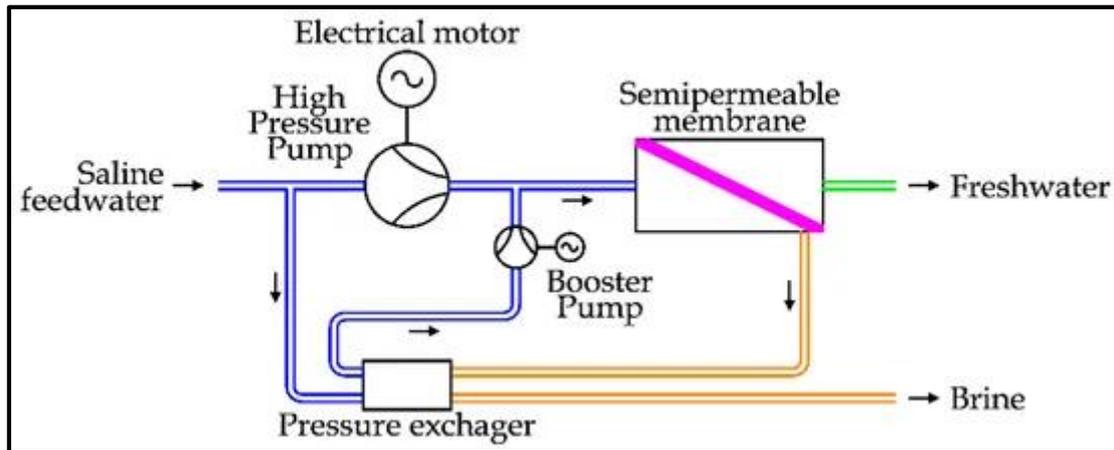


Figure 33: Schéma d'une unité d'OI avec échangeur de pression

La pompe Booster (Booster pump) permet de surmonter la perte de charges de l'échangeur de pression.

L'échangeur de pression le plus utilisé en osmose inverse est de **type rotatif** (figure 24), composé d'un seul élément rotatif, le **concentrat haute pression** entrant dans l'échangeur assure la rotation du dispositif à une vitesse de **1200 tours par minute**, de l'autre côté l'**eau de mer basse pression** est injectée dans l'échangeur, les deux fluides se mélangent et selon un mécanisme de transfert d'énergie, la haute pression du concentrat est transformée en **haute pression d'eau de mer d'alimentation**. L'échangeur fonctionne à un **rendement** de récupération de **80 à 90%** et permet de récupérer jusqu'à **50 à 60%** de l'énergie du concentrat.

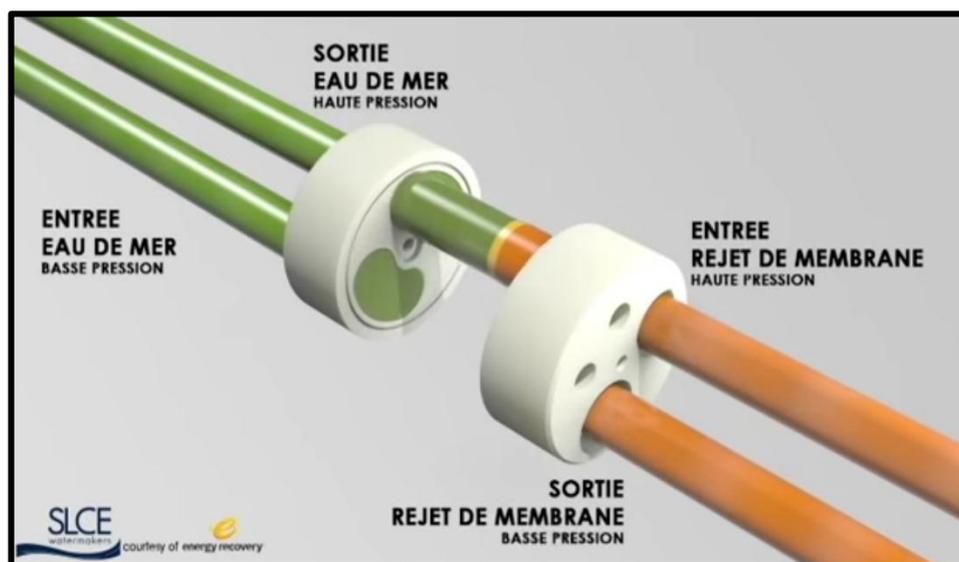


Figure 34: Principe de fonctionnement de l'échangeur de pression rotatif utilisé en OI

Point de vue investissement, l'échangeur de pression présente un cout élevé par rapport à la turbine Pelton et le turbocompresseur.

Telle que :

Saline Feedwater : l'eau salée d'alimentation.

Freshwater : Perméat.

Brine : Concentrât ou saumure.

IV.5. Configurations des systèmes d'OI et modes de fonctionnement :

La configuration des systèmes d'OI peut influencer considérablement le taux de récupération (ou de conversion) du système. Les types de configuration de base sont des unités de traitement **à une étape (ou étage), à plusieurs étapes et à deux passes ou plusieurs passes**, qui peuvent être combinés pour produire des systèmes de diverses configurations. **L'optimisation** de ces configurations de processus peut entraîner des améliorations d'efficacité.

IV.5.1. Configuration à multi-étages (Multistage configuration) :

Les systèmes RO à plusieurs étages (figure 25) produisent des **taux de récupération (ou de conversion) d'eaux plus élevées** que des systèmes à **un seul étage**. Au lieu que le concentrât soit envoyé au drain, le concentrât passe à travers des éléments membranaires supplémentaires qui génèrent plus de perméat à partir du même volume d'eau d'alimentation totale entrant dans le système. Une considération importante lors de **l'optimisation** des systèmes d'OI à plusieurs étages pour des taux de récupération élevés est de définir correctement les exigences de **pression** et de **débit du système** conformément aux spécifications du fabricant. Assurez-vous que les **éléments membranaires**, les **modules sous pression**, les **pompes à haute pression** et la **configuration de la tuyauterie** sont conçus de manière adéquate pour répondre aux exigences de **pression et de débit**.

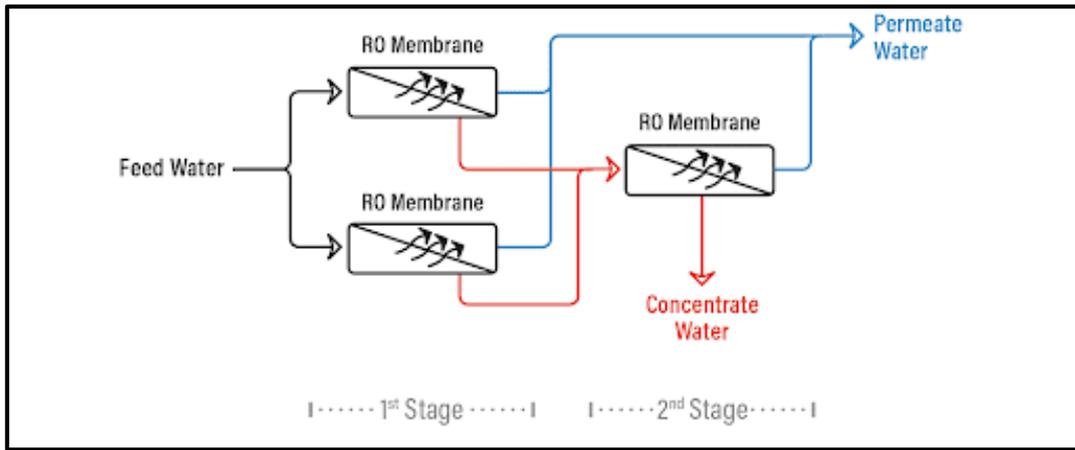


Figure 35: Système d’OI à deux étages (2 stage RO system)

Une **optimisation** du système à deux étages en augmentant le **taux de conversion** (ou de récupération) peut être faite avec une recirculation du concentrât comme la montre la figure 26.

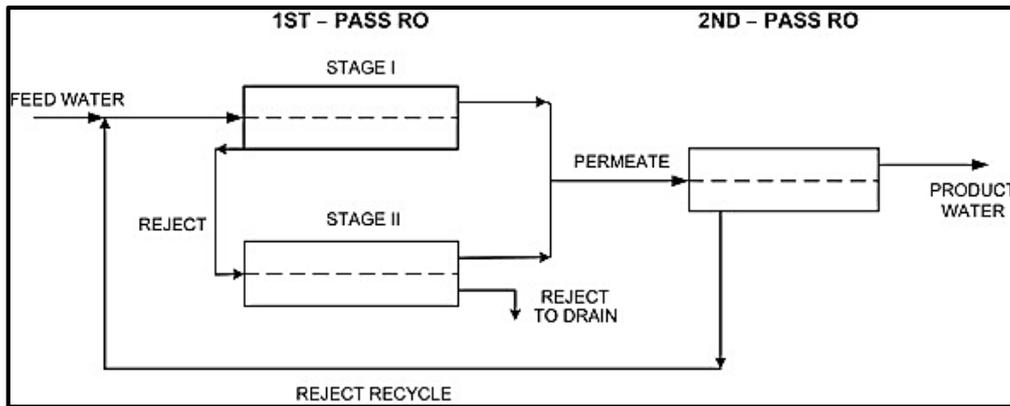


Figure 36: Système d’OI à deux étages avec recirculation du concentrât

IV.5.2. Configuration à double-passes (Two-pass configuration) :

Les **systèmes à deux passages** (figure 27) ont tendance à avoir des taux de récupération d'eau plus faibles et une consommation d'énergie plus élevée car le perméat du premier passage est davantage filtré par les membranes d’OI du second passage, et **donc seule une partie du perméat du premier passage devient le perméat final du système**. L’avantage essentiel de cette configuration est de produire un **perméat de bien meilleure qualité**. Il peut être optimisé avec recirculation du concentrât finale, afin d’augmenter le taux de récupération du perméat.

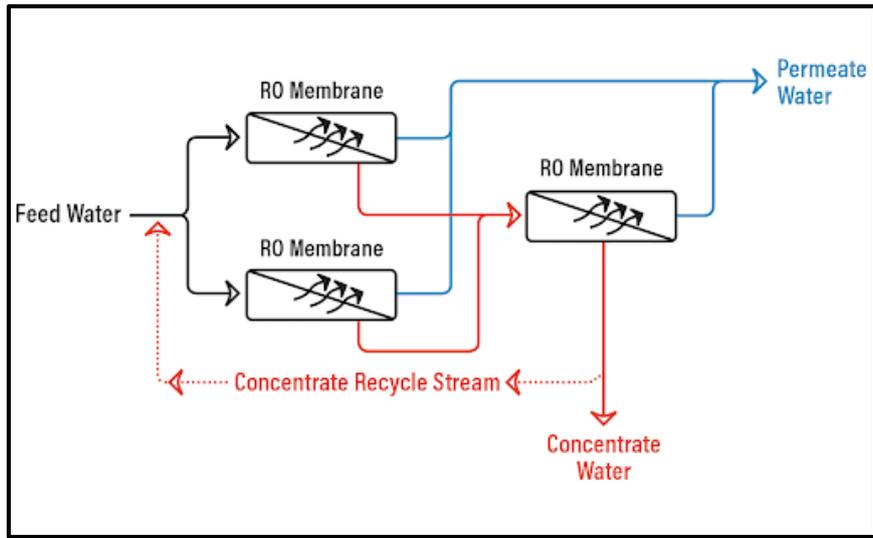


Figure 37: Système d’OI à deux étages avec recirculation du concentrât

IV.5.3. Configurations combinés des systèmes d’OI :

Afin de produire des systèmes d’OI beaucoup plus efficace en termes de **productivité et de qualité d’eau produite**, des combinaisons entre les configurations précédentes sont réalisés : **système à deux passes et plusieurs étages**, comme la montre la figure 28.

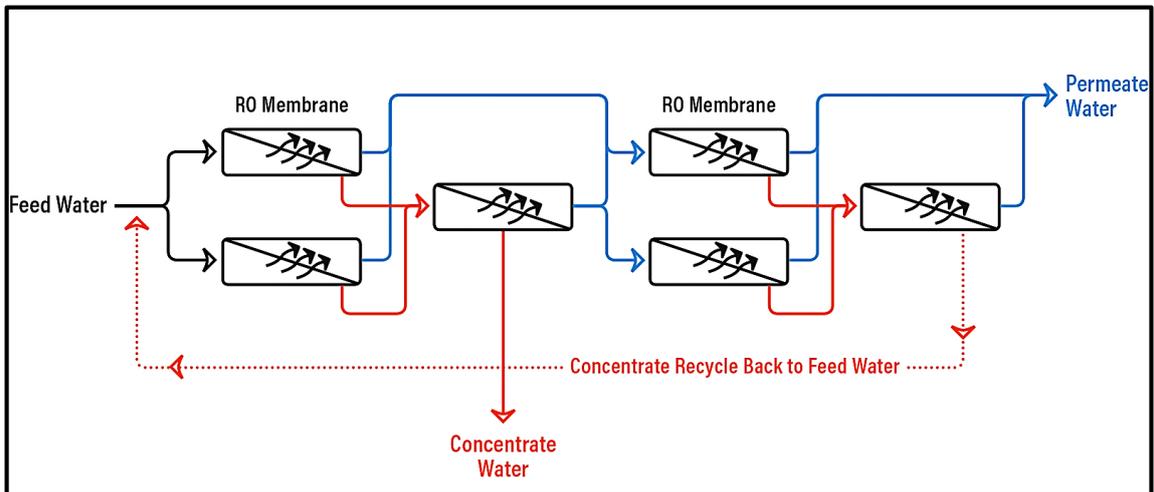


Figure 38: Système d’OI combiné : deux passes et plusieurs étages avec recirculation du concentrât

IV.6. Le prétraitement approprié en osmose inverse :

Comme toute autre source d'eau naturelle, l'eau de mer contient des solides (Matières) sous deux formes : **en suspension (MES)** et **dissoute**. **Les solides en suspension** se présentent sous une **forme insoluble** (particules, débris, organismes marins, limons, colloïdes, etc.). **Les solides dissous** sont présents sous **forme soluble** (ions de minéraux tels que chlorure, sodium, calcium, magnésium, etc.). À l'heure actuelle, pratiquement toutes les usines de dessalement intègrent **deux étapes de traitement** clés conçues pour éliminer séquentiellement les solides en suspension et dissous de l'eau de mer :

- **Le prétraitement** qui permet d'éliminer les matières en suspensions (**MES**).
- **Le système d'osmose inverse** qui permet de séparer les solides dissous (**sels dissous**) de l'eau de mer prétraité.

IV.6.1. Paramètres de qualité de l'eau de mer d'alimentation :

Lors de la sélection du système de prétraitement, il est impératif de bien comprendre la qualité de l'eau d'alimentation. Il est recommandé d'effectuer une analyse complète de l'eau qui fournit le type et la concentration de tous les principaux constituants. Les paramètres de qualité mesurés sont :

1. La turbidité :

La turbidité est un paramètre de qualité de l'eau qui mesure **la teneur en particules solides en suspension dans l'eau**. Le niveau de turbidité de l'eau de source est révélateur de la teneur en argile, en limon, en matière organique en suspension et en vie aquatique microscopique. La turbidité est une mesure de la quantité de matières en suspension, elle est exprimée en unités de turbidité **néphélogométrique (NTU)**.

2. Matières ou solides totale en suspension (MES ou TSS) :

La concentration totale de solides en suspension (**TSS**) est une mesure du poids total des résidus solides contenue dans l'eau de source et est habituellement présentée en milligrammes par litre (**mg/L**).

3. Silt density index (SDI) : L'indice de densité de limon

L'indice de densité de limon (SDI) est un paramètre qui fournit une **indication du potentiel d'encrassement et de colmatage** des solides (Matières) en suspension (**MES**) dans les systèmes d'osmose inverse en particulier sur les membranes d'osmose inverse. Pour l'évaluer, la mesure des matières en suspension (**turbidité**) n'est pas un indicateur suffisant. Une méthode empirique a donc été mise au point. 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 microfiltration de porosité calibrée à **0,45 µm** sous une **pression constante** de l'ordre de **2 bars**, telle que plus le **temps de passage est court**, plus le **pouvoir encrassant de l'eau est faible** donc un **SDI faible** et vice-versa.

4. Totale des solides dissous (TDS) :

Le **TDS** représente la concentration totale des **substances dissoutes** dans l'eau, donc c'est une mesure totale des ions dans l'eau. Le TDS est composé de **sels inorganiques (sels minéraux)** et de **quelques matières organiques**. Les sels inorganiques communs trouvés dans l'eau incluent le calcium, le magnésium, le potassium et le sodium qui sont tous des **cations** et des carbonates, nitrates, bicarbonates, chlorures et sulfates qui sont tous des **anions**. Des cations sont des ions chargés positivement et des anions sont des ions chargés négativement.

5. La conductivité électrique :

La conductivité électrique est en fait une mesure de **l'activité ionique** de l'eau en termes de sa capacité à transmettre le courant. La conductivité permet d'apprécier le **degré de minéralisation de l'eau de mer** (sels dissous) dans la mesure où la plupart des matières dissoutes dans l'eau se trouvent sous forme d'ions chargés électriquement. La conductivité augmente lorsque la concentration des ions augmente (**TDS**). Elle s'exprime en **S/m (SI)** ou en **µS/m**.

6. Le potentielle d'hydrogène (PH) :

Le **PH** est un paramètre d'importance primordiale pour la qualité d'une eau donnée. Il indique si l'eau présente une acidité ou une basicité trop élevée. L'eau de mer est caractérisée par un PH basique.

IV.6.2. Objectif du prétraitement :

L'objectif du prétraitement est d'éliminer **les matières en suspension (MES)** de l'eau de mer et d'empêcher certains des solides solubles naturels de se transformer en forme solide et de **précipiter sur les membranes d'osmose inverse (OI)** pendant le processus de séparation du sel. Une eau prétraitée à l'entrée du système d'osmose inverse doit satisfaire deux conditions essentielles, à savoir :

- Une turbidité inférieure à 1 NTU (**turbidité < 1 NTU**).
- Un SDI inférieur à 5 (**SDI < 5**).

Un prétraitement approprié utilisant à la fois des **traitements mécaniques** et **chimiques** est essentiel pour un système d'osmose inverse afin d'éviter tout types **d'encrassement (biologique, particulaire, colloïdale, organique, minérale)**, l'entartrage, le **colmatage** et une **défaillance** prématurée coûteuse de **la membrane d'osmose inverse** et des besoins de nettoyage fréquents.

IV.6.3. Les étapes du prétraitement :

Diverses technologies de prétraitement peuvent réduire à la fois le **TSS (MES)** et le **TDS** dans l'eau de mer d'alimentation, permettant à la membrane RO d'augmenter la production de **perméat**.

Un processus de prétraitement typique comprend les étapes suivantes :

IV.6.3.1. Tamisage : Élimination des grosses particules solides

Les tamis appelé aussi **crépines**, sont la première étape de prétraitement de chaque usine de dessalement, leur but principal est **d'éliminer les grosses particules solides** contenues dans l'eau de mer d'alimentation afin de protéger les autres installations de prétraitement ou le système RO des dommages matériels et structurels, du **colmatage** et de **l'encrassement** accélérés. Selon leur type et leur utilisation, ils sont **intégrés au système d'aspiration (prise d'eau)**.

Il existe deux types de tamisage :

- **Tamisage grossier** : ce sont des tamis à barreaux grossier (autonettoyant ou non), ont généralement une distance entre les barres de **50 à 150 mm**, leur but est d'empêcher les débris de grande taille et la vie aquatique d'entrer dans la prise d'eau.
- **Tamisage fin** : les tamis fins peuvent être de deux types, des tamis fixes (passifs) et des tamis périodiquement mobiles (c'est-à-dire rotatifs), ils ont généralement des ouvertures de **3 à 10 mm**. La fonction principale des tamis fins est de protéger les pompes d'admission des dommages.

IV.6.3.2. La désinfection : Élimination de la croissance biologique

Après tamisage, l'eau de mer d'alimentation à l'entrée de l'usine (station) doit être désinfectée, afin de **contrôler l'activité biologique** et d'empêcher **l'encrassement** et le **colmatage biologique (biofouling)** des installations de prétraitement et le système d'OI (membranes d'OI). La désinfection est un traitement qui permet de détruire ou d'éliminer **les microorganismes** susceptibles de transmettre des maladies. La désinfection est assurée par un produit économique qui est **le chlore (oxydant)**, attaque tous les organismes aquatiques et les détruit généralement par **l'oxydation** de leurs tissus et cellules. Le chlore est ajouté sous forme

d'hypochlorite de sodium (NaClO) ou de **gaz dichlore (Cl₂)** qui est hydrolysé sous forme d'acide hypochloreux (**HClO**).



La somme de l'hypochlorite de sodium, de l'acide hypochloreux et des ions hypochlorite est appelée et mesurée en tant que **chlore résiduel libre**.

D'autres produits chimiques sont aussi utilisés : **le dioxyde de chlore (ClO₂)** et **l'ozone (O₃)**.

IV.6.3.3. Ajustement du PH basique de l'eau de mer : Contrôle de l'entartrage minéral

Une **acidification** à l'acide sulfurique (**H₂SO₄**) est nécessaire à l'entrée de l'eau de mer après la désinfection, afin de **diminuer le PH basique** de l'eau pour empêcher la précipitation et l'entartrage (**dépôt**) du **carbonate de calcium** (calcaire) (**CaCO₃**) dans les installations de prétraitement et les membranes d'OI.

Avec un PH de l'ordre de 8.1, les ions calcium (Ca²⁺) de l'eau de mer réagissent avec les bicarbonates pour former du carbonate de calcium (CaCO₃). L'ajout d'acide abaisse la concentration de carbonate en convertissant le bicarbonate en dioxyde de carbone (**CO₂**), le (**CO₂**) dissout réagit à son tour avec l'eau de mer pour former un acide faible nommé acide carbonique (H₂CO₃), qui lui-même se décompose à son tour ou se dissocie en ions hydrogène (**H⁺**), en ions bicarbonates (HC₃⁻) et en ions carbonate (CO₃²⁻). En libérant des ions H⁺, ces réactions vont accroître la concentration de ces ions dans l'eau, d'où une **augmentation de l'acidité**, ce qui se traduit par une baisse du pH.

IV.6.3.4. Coagulation et floculation : Déstabilisation et neutralisation de MES (TSS)

Afin **d'améliorer la turbidité et la couleur** de l'eau de mer d'alimentation, causées principalement par des particules très petites dites **particules colloïdales** (organique ou inorganique), on a recours aux procédés de coagulation et floculation pour éliminer ces particules.

- **Coagulation :**

La coagulation a pour but principal de **déstabiliser** les particules colloïdales en suspension pour favoriser leur **agglomération**. Ce procédé est caractérisé par l'injection et la dispersion rapide des produits chimiques. Les principaux coagulants utilisés pour déstabiliser les particules et pour produire un floc sont : **le sulfate d'aluminium (Al₂(SO₄)₃)**, **le chlorure d'aluminium (AlCl₃)**, **le chlorure ferrique (FeCl₃)**, **le sulfate ferrique (Fe₂(SO₄)₃)**.

Le **dosage optimal de coagulant** dépend du **PH** de l'eau de mer, telle que le **PH optimal** pour la coagulation dépend de la **température** de l'eau de mer. Lorsque la température diminue,

le PH optimal pour la coagulation augmente et vice-versa. Par exemple, le pH optimal pour l'eau de mer avec une température de 10 C est de 8,2, alors qu'à une température de 35 C le pH optimal diminue à 7,4.

- **Floculation :**

La floculation a pour objectif de favoriser et améliorer, à l'aide d'un **mélange lent** (agitation lente qui facilite l'**agrégation** en augmentant la probabilité des collisions entre les particules), les **contacts** entre les particules déstabilisées. Ces particules s'agglutinent pour former un **floc** (augmenter le volume des particules de flocc) qu'on peut facilement éliminer par les procédés de **décantation et de filtration**. Les agents coagulant utilisés sont des **polymères cationiques ou anioniques**.

Le type et le **dosage** du polymère le plus approprié sont généralement déterminés par des tests au laboratoire appelé **Jartest**, qui sera effectué en même temps que le **test du coagulant**.

IV.6.3.5. Décantation : Elimination des particules colloïdales de flocc en suspension

Le procédé de décantation a pour but d'éliminer les particules colloïdales en suspension **agglomérée** sous forme de **floc** par la **coagulation** et la **floculation** (qui joue un rôle important dans la décantation) dont la **densité** est supérieure à celle de l'eau. Les particules s'accumulent au fond du bassin de décantation d'où on les extrait périodiquement. Le paramètre essentiel de ce procédé est la **vitesse de décantation** ou **vitesse de chute des particules**, qui est fonction du **diamètre** et de la **densité des particules**, ainsi que de la **viscosité dynamique de l'eau**.

Les bassins de décantation (décanteur ou clarificateur) pour le prétraitement de l'eau de mer doivent être conçus pour produire de l'**eau décantée** avec une **turbidité inférieure à 2 NTU** et un **SDI inférieure à 6**. Ils peuvent être configurés comme des structures **rectangulaires ou circulaires**. À ce jour, les bassins de décantation **rectangulaires** ont trouvé l'application la plus courante pour le prétraitement des eaux de source saline en raison de leurs coûts inférieurs et de leurs performances légèrement supérieures.

Pour une eau décantée d'une turbidité inférieure à 2 NTU, les bassins de décantation doivent être conçus pour une meilleure élimination des solides en installant des **plaques à lamelles (décanteurs à lamelles ou lamellaires)** ou en utilisant des technologies de

sédimentation qui combinent des **lamelles et des milieux granulaires fins** pour une meilleure élimination des solides en suspension.

IV.6.3.6. Filtration sur médias granulaires : Affinage de l'eau décantée

Le procédé de filtration est un **traitement d'affinage** de l'eau décanté provenant de la décantation, un traitement destiné à **clarifier l'eau décantée** en le faisant passer à travers **milieu poreux**, afin d'éliminer les **petites particules de floc** contenues dans l'effluent du décanteur (eau décantée), ainsi les particules de **sable, limon, micro-algues** et de la **matière organique dissoute** dans l'eau. La filtration permet **d'améliorer la turbidité, le SDI, la couleur, l'odeur et le goût** de l'eau filtré. Plusieurs matériaux filtrants existent à savoir :

- Le **sable quartzeux**, le premier des matériaux utilisés pour la filtration et c'est encore le matériau de base pour la plupart des filtres actuels.
- **L'anhracite et l'ilménite.**
- **Le charbon actif granulé pour l'adsorption de la matière organique.**

Les principales caractéristiques d'un matériau filtrant sont :

- **Diamètre effectif et coefficient d'uniformité** : le diamètre effectif **De** et le coefficient d'uniformité **Cu**, sont deux caractéristiques granulométrique d'un matériau filtrant. le diamètre effectif correspond au diamètre qui laisse passer **10 %** des particules (**De = D10**). Le coefficient d'uniformité est le rapport entre le diamètre qui laisse passer **60 %** et celui qui en laisse passer **10 %** (**Cu = D60/D10**).
- **Porosité (maximale et minimale)**
- **Masse volumique sèche.**
- **Densité relative.**
- **la forme des grains** : anguleux ou ronds, ou plus ou moins plats.

On distingue deux types de filtration qui correspondent à un choix de matériaux et/ou granulométries différentes :

- **Filtration sur couche de matériau homogène** : généralement du sable (**filtre à sable**).
- **Filtration sur plusieurs couches superposées (bicouche ou multicouche)** : Pour favoriser la pénétration des impuretés dans toute la hauteur du filtre, on remplace une partie du sable par une couche de matériau plus léger (**par ex : sable grossier + sable fin**), mais dont la taille effective est supérieure à celle du sable de la couche inférieure (**filtres à sable bicouche**), cette disposition permet d'obtenir une meilleure répartition des particules solide : les plus grossières étant retenues dans la couche supérieure de grosse granulométrie. On peut également réaliser une **filtration sur trois couches (par ex :**

sable grossier + sable fin + charbon actif granulé) ce qui permet d'augmenter la capacité de stockage des particules solide dans les couches supérieures et d'améliorer la qualité du filtrat.

Les particules solides ainsi retenus par le milieu poreux (milieu filtrant) **s'y accumulent**, il faut donc **nettoyer ce milieu** de façon continue ou de façon intermittente par un **lavage à contre-courant (retro-lavage)**. Le lavage est une opération très importante : lorsqu'il est insuffisant, il entraîne rapidement le **colmatage** permanent de certaines zones, ne laissant à l'eau qu'un passage réduit par le fait de la diminution du volume poreux, **la perte de charge s'accroît** alors plus vite.

IV.6.3.7. Traitement chimique : Antitartre et déchloration

1. Antitartre : Inhibition de la précipitation des sels dissous

Après filtration sur medias granulaires, à l'entrée du système membranaire d'osmose inverse et de microfiltration, un traitement chimique est souhaitable d'être effectué en injectant des **inhibiteurs d'entartrage** pour **empêcher la précipitation des sels dissous à faible solubilité** telle que le **carbonate de calcium**, le **carbonate de magnésium**, le **sulfate de baryum** à la surface des membranes **d'OI** et de **microfiltration**, cette accumulation peut engendrer un **colmatage** de la membrane de filtration est par conséquent une modification des performances de la membrane, perméabilité et sélectivité, donc de sa productivité. Il est primordial de connaître les conditions qui favorisent l'accélération d'entartrage des membranes :

- La teneur élevée en minéraux d'entartrage, principalement des sels de **calcium** et de **magnésium**.
- Augmentation du **PH** de l'eau de mer d'alimentation, généralement au-dessus **de 8.8**.
- Augmentation de **la température** de l'eau, généralement le taux d'entartrage s'accélère considérablement pour des températures supérieures à **35°C**.

Les inhibiteurs d'entartrage les plus utilisés sont :

- **L'acide sulfurique (H₂SO₄)**, est couramment utilisé pour le contrôle du **carbonate de calcium (CaCO₃)**. L'acidification permet l'abaissement du PH de l'eau en convertissant les ions carbonate en ions bicarbonate solubles et en acide carbonique et finalement en **dioxyde de carbone**.
- **l'acide chlorhydrique (HCl)**, est utilisé comme inhibiteur de tartre à la place de l'acide sulfurique. L'acide sulfurique est généralement préféré à l'acide chlorhydrique pour des raisons de coût et de sécurité.

- **Les phosphonates**, diminuent le taux de précipitation des sels qui ont dépassé leurs seuils de solubilité.
- **Les dispersants polymères**, sont couramment appliqués comme inhibiteurs de tartre de carbonate de calcium. Ils agissent en déformant la croissance cristalline des écailles à la surface des membranes.

2. Déchloration :

La déchloration est effectuée avant l'étape d'osmose inverse et de microfiltration, car le **chlore résiduel** peut détériorer les membranes. Le produit le plus utilisé est le **métabisulfite de sodium** ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) pour **éliminer le chlore** pour son efficacité et son faible coût. Il réagit avec l'eau pour donner du **bisulfite de sodium** :



Le bisulfite de sodium réduit l'acide hypochloreux comme suit :



IV.6.3.8. Microfiltration : Filtration à cartouche pour l'élimination des particules fines.

Les filtres à cartouche sont utilisés comme une **protection** des membranes d'osmose inverse (OI) plutôt que des dispositifs de filtrage et leur objectif principal, de capturer les **particules de sables fins et le limon, et débris** dans l'eau **prétraitée** qui peuvent avoir traversé les systèmes de prétraitement en amont, qui présente le risque **d'endommager** le module d'OI.

Les filtres à cartouche standard pour les usines de dessalement par OI mesurent généralement **101,6-152,4 cm** (40-60 pouces) de long et sont installés dans des récipients sous pression horizontales (module sous pression) ou verticales. Les cartouches sont conçues pour éliminer les tailles de particules de **1, 2, 5, 10 et 25 µm**, la taille la plus fréquemment utilisée étant de **5 µm et de 1 µm**, et sont typiquement en **polypropylène**.

Une indication typique du bon fonctionnement du système de prétraitement d'une usine de dessalement est la réduction du **SDI** de l'eau de mer à travers les filtres à cartouche. Si le

système de prétraitement fonctionne bien, alors le **SDI** de l'eau de source en amont et en aval des filtres à cartouche est approximativement le même. L'eau prétraitée à l'entrée du système

de microfiltration doit être à un **SDI qui est inférieur à 5** ($SDI < 5$) et une **turbidité inférieure à 1 NTU**.

IV.7. Avantages et contraintes de l'osmose inverse :

Les principaux avantages et contraintes du procédé d'osmose inverse sont résumés dans le tableau ci-dessous (Tableau 03) :

Procédé d'osmose inverse	
Avantages	Contraintes
Faible consommation d'énergie, comparée à d'autres procédés (procédés thermique)	Requière un prétraitement d'eau de mer. d'alimentation avancée : Une mauvaise qualité de l'eau prétraitée réduit la durée de vie des membranes qui représentent une part importante de l'investissement.
Cout énergétique faible avec une récupération d'énergie.	Peut-être coûteux pour les pays en développement.
Faible cout d'investissement comparé aux procédés thermique.	Impact négatif du rejet de la saumure sur l'environnement.
Le système d'OI est modulaire : il s'adapte aux variations de débit et évolue en fonction des développements techniques, conçus pour être compacts et faciles à déplacer et à installer	
Rendement de production supérieur, comparée aux procédés thermique.	

Tableau 015: Avantages et contraintes du procédé d'osmose inverse

IV.8. Conclusion :

Dans ce chapitre, tout ce qui concerne le procédé de dessalement par osmose inverse a été élaborées en détaille, son mode de fonctionnement, ses équipements principaux et la configuration du prétraitement de l'eau de mer nécessaire ainsi que les avantages et les inconvénients. Il faut tenir de chapitre que la base du procédé d'osmose inverse est la membrane semi-perméable (ou module), qui il faut lui assurer toutes les conditions de fonctionnement pour une meilleure exploitation.

CHAPITRE V

EXTENSION DE LA STATION DE DESSALEMENT DE BOUSMAIL

V.1. Introduction :

La station de dessalement de la commune de Bousmail est une station de **type monobloc à osmose inverse** d'une capacité de production de **2×5000 m³/j** après extension. Elle a été mise en service pour la première fois en juin 2004 avec une capacité de production de **5000 m³/j**, à cause d'un sous-dimensionnement des ouvrages de production, la capacité d'exploitation moyenne atteinte par la station est de **3200 m³/j** avec une pointe de **4500 m³/j**, d'où sa mise à l'arrêt en 2011.

L'objectif de ce chapitre est de détailler les différentes phases du processus de dessalement et leurs ouvrages, ainsi les différentes équipements et instrumentations entre en jeu, qui convient mieux à la qualité et au débit d'eau de mer d'alimentation.

V.2. Données de départ et paramètres de conceptions de la station :

Les données de base pour le dimensionnement et la réalisation de la station de dessalement sont : le débit de conception ou de production, le taux de conversion et la qualité d'eau de mer d'alimentation (TSD, PH, Turbidité, ...).

V.2.1. Débit de conception et taux de conversion :

La station de dessalement d'eau de mer doit être conçue pour produire un **débit de conception** (ou de production) de **10.000 m³/j** avec un **taux de conversion ou de récupération** de **45%** , ce taux doit être constant tout au long du processus de dessalement afin d'assurer une **productivité constante** et un **rendement élevée**.

Débit de conception (eau traitée) Q_P	m ³ /j	10.000
	m ³ /h	416,67
	l/s	115,74
Taux de conversion Y	%	45

Tableau 016: Débit de conception et taux de conversion de la station de dessalement de Bousmail

V.2.2. Qualité d'eau de mer d'alimentation :

La qualité de l'eau d'alimentation, c'est la base de la conception du système de prétraitement de la station de dessalement, dont la **composition chimique** et **paramètres de qualité**. Soit le tableau ci-dessous :

PARAMÈTRE	Unités	Valeur
pH	upH	8,04-8,1
Ca ²⁺	mg/l	758
Mg ²⁺	mg/l	1 367
Na ⁺	mg/l	11 668
K ⁺	mg/l	353
HCO ₃ ⁻	mg/l	134
Cl ⁻	mg/l	20 556
SO ₄ ²⁻	mg/l	3 869
NO ₃ ⁻	mg/l	< 0,7
NO ₂ ⁻	mg/l	0,155
Fe	mg/l	0
B	mg/l	5,00
F	mg/l	4,4
Al	mg/l	0,98
Cu	mg/l	0,01
Si	mg/l	0
Zn	mg/l	0,035
Mn	mg/l	0,025
As	mg/l	0
Hg	mg/l	0,15
Pb	mg/l	8,35
Cr	mg/l	0,145
Ag	mg/l	0
Dureté totale	°F	675
Turbidité	NTU	4-5.9
Salinité (TDS)	g/l	38,72
Conductivité	μS/cm	50 000

Tableau 017: Compositions chimique et paramètres de qualité de l'eau de mer d'alimentation

La **température de conception** de l'eau de mer à dessaler est **20°C**.

V.3. Description détaillé de la station de dessalement :

V.3.1. Pompage et prise d'eau de mer :

Le système de prise d'eau adoptée pour la station de dessalement de Bousmail est de type « **prise d'eau par conduite sous-marin ou conduite en charge (Offshore Intake)** », c'est un **système à deux prises** et il est constitué des éléments suivants :

- Deux conduites de prise d'eau (conduite d'aspiration) d'un linéaire de **450 m** chacun entre la station et l'organe de prise d'eau et d'un diamètre de **500 mm**, le matériau utilisé pour cette canalisation est le **PEHD PN06** (polyéthylène haute densité).
- L'organe de prise d'eau, une tour équipée de crépine pour tamisage grossier de l'eau de mer, assurant le captage à une profondeur de **13 mètres**.
- Un système de pompage équipé de **deux pompes centrifuge à axe verticale auto-amorçant en parallèle** pour captage d'eau de mer (pompe pour chaque prise d'eau).
- Un regard de vanne de **8 m** de hauteur et **1.5 m** au-dessous du niveau de la mer, équipé de **deux vannes type papillon** de régulation du débit pour chaque conduite d'aspiration.

V.3.1.1. Critères techniques de conceptions de la prise d'eau de mer :

Les critères techniques qu'on va citer ci-dessous, concerne **le système à deux prise** de la station de dessalement, qu'on doit prendre en compte lors de la conception du système pour un meilleur fonctionnement et une efficacité élevée :

- Conduite d'aspiration légèrement gravitaire avec un regard de vannes (côté aspiration) qui se trouve à 1.20 m au-dessous du niveau de la mer, afin de garder la conduite plein d'eau, et cela pour un amorçage continue de la pompe de captage.
- Pour que la pompe de captage fonctionne correctement et afin d'éviter le problème de cavitation, il doit rester à l'entrée de la pompe une pression résiduelle supérieure au NPSHr (Net Positif Section Head requis) de la pompe, autrement dit un NPSHd (disponible) supérieur au NPSHr (requis).
- Prévoir un diamètre de conduite d'aspiration légèrement supérieur au diamètre de conduite de refoulement, afin de réduire les pertes de charge à l'aspiration donc d'éviter le problème de cavitation de la pompe de captage.

V.3.1.2. Système de pompage d'eau de mer : Nombre et type de pompe

Type de l'installation de pompage : Installation en aspiration (aspiration positif)

- **Calcul du débit forcé ou débit d'alimentation de la station Q_0 :**

Soit le taux de conversion suivant :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_o} \Leftrightarrow Q_o = \frac{Q_p}{Y}$$

D'où :

$$Q_o = \frac{Q_p}{Y} + \Delta Q$$

Avec :

$$Y = 45\%$$

$$Q_p = 10000 \text{ m}^3/\text{j}$$

ΔQ : Pertes d'eau dans divers ouvrages de traitement (trop plein des réservoirs, eau de lavage)

- Le tableau ci-dessous donne les résultats de calcul :

Q_p	m ³ /h	416.67
Y	%	45
ΔQ	m ³ /h	74
Q_0 Débit nécessaire	m ³ /h	926
	m ³ /j	22222.22
Q_0 Débit adopté	m ³ /h	1000
	m ³ /j	24000
Q_0 Par prise d'eau	m ³ /h	500
	m ³ /j	12000

Tableau 018 : Résultats de calcul du débit d'alimentation de la station

- **Calcul de la perte de charge totale ΔH , en aspiration et en refoulement :**

$$\Delta H = \Delta H_{linéaire} + \Delta H_{singuliere} \dots \dots \dots (1)$$

Soit la formule de **DARCY-WEISBACH** suivante pour le calcul de la perte de charge linéaire totale, en aspiration et en refoulement :

$$\Delta H_{\text{linéaire}} = \lambda \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \dots \dots \dots (2)$$

$$V = \frac{4 Q_0}{\pi D^2} \dots \dots \dots (3)$$

La perte de charge singulière est estimée comme suit :

$$\Delta H_{\text{singulière}} = (5 \div 10) \% \Delta H_{\text{linéaire}}$$

En prend :

$$\Delta H_{\text{singulière}} = 10\% \Delta H_{\text{linéaire}}$$

D'où :

$$\Delta H = 1.1 \Delta H_{\text{linéaire}}$$

Avec :

L : longueur totale de la conduite d'aspiration et de refoulement en (m).

D : Diamètre de la conduite de refoulement en (m).

V : Vitesse moyenne d'écoulement dans la conduite de refoulement (m/s).

g : Accélération de la pesanteur en (m/s²).

λ : Coefficient de perte de charge ou coefficient de frottement, depend du regime d'écoulement et de la rugosité de la conduite.

Le calcul du diamètre économique de la conduite de refoulement se fait par la formule de **BONIN (pompage 24h/24)** :

$$D_{\text{eco}} = \sqrt{Q_0}$$

Le diamètre calculé il sera normalisé par la gamme du matériau **PEHD PN06**.

- Estimation du coefficient de perte de charge **λ** :

Calcul du Nombre de REYNOLDS **Re** caractérisant l'écoulement :

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \dots \dots \dots (4)$$

- ρ : Masse volumique de l'eau de mer (kg/m³).
- V : Vitesse moyenne d'écoulement (m/s).
- D : Diamètre de la conduite de refoulement en (m).
- μ : Viscosité dynamique de l'eau de mer (Pa.s).

Q₀ Débit d'alimentation par prise d'eau (Débit forcé)	m ³ /j	12000
	m ³ /h	500
	m ³ /s	0.139
D=D_{eco}	mm	359 (calculé)
		400 Ep = 14.5 (normalisé)
ρ	Kg/ m ³	1010
μ	Pa.s	0.001
V	m/s	1.3
Re	-	487123

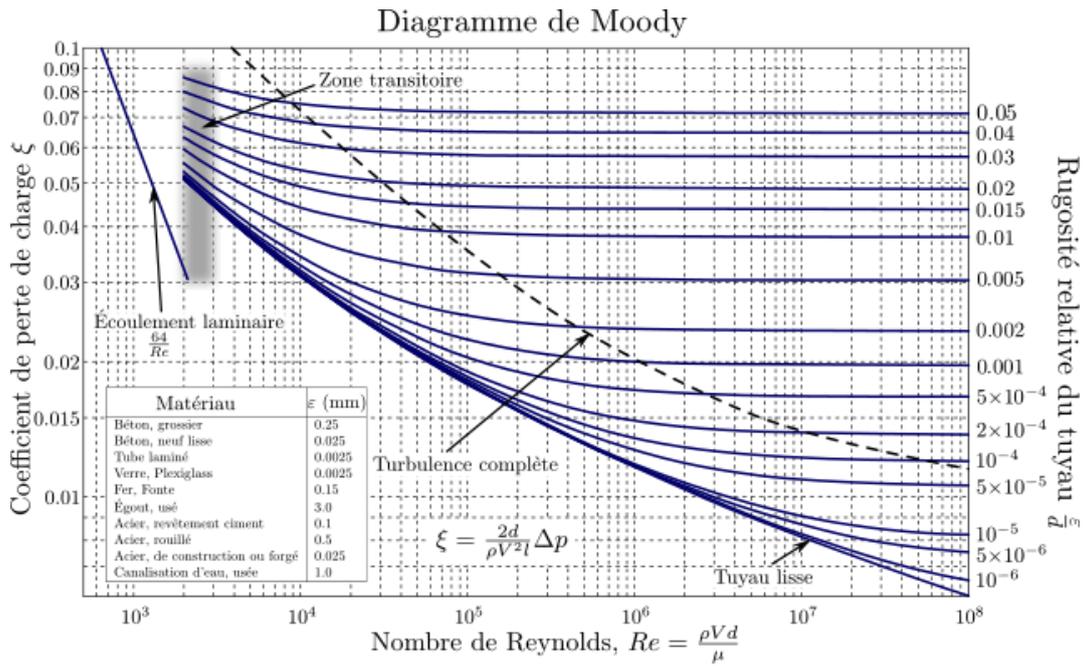
Tableau 019: Résultats de calcul du diamètre économique de refoulement et nombre de Reynolds (captage d'eau de mer)

En déduit que : **Re > 3000 et Re > 10⁵**

✚ Donc le regime d'écoulement est **Turbulent**.

Dans ce cas le coefficient de perte de charge peut être estimé par le **diagramme de MOODY** ou bien par les deux formules (corrélations) ci-dessous :

- **Diagramme de MOODY :**



- La formule implicite de **COLEBROOK-WHITE** :

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.71 D} + \frac{5.74}{Re \sqrt{\lambda}} \right) \dots \dots \dots (5)$$

- La formule explicite de **ACHOUR ET AL** :

$$\lambda = \left[-2 \log \left(\frac{4.5}{Re} \log \left(\frac{Re}{6.97} \right) \right) \right]^{-2} \dots \dots \dots (6)$$

- Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau ci-dessous :

ε	mm		0.01	
$\frac{\varepsilon}{D}$	-		2.7×10^{-5}	
Re	-		487123	
L	m	Prise d'eau 1	450 (aspiration)	
			8 (refoulement)	
		Prise d'eau 2	450 (aspiration)	
			23 (refoulement)	
λ	Diagramme de MOODY		0.013830	
	Formule de Colebrook-white		0.013565	
	Formule de Achour et al		0.013217 *	
$\Delta H_{\text{linéaire}}$	mce	Prise d'eau 1	1.41	1.43 *
		Prise d'eau 2	1.45	
ΔH	mce		1.573	

Tableau 020: Résultats de calcul de la perte de charge totale (captage d'eau de mer)

✚ D'après les résultats obtenus, en déduit que : la formule de **Achour et al** donne la meilleur estimation du coefficient de perte de charge en l'a comparant avec celle de **Colebrook-white** et le diagramme de **Moody**.

- **Calcul de la hauteur manométrique totale (HMT) :**

$$\text{HMT} = H_g + \Delta H \dots \dots \dots (8)$$

H_g : Hauteur géométrique (m).

$$H_g = H_a + H_r$$

Avec :

H_a : Hauteur d'aspiration (m), entre l'axe de la pompe et le plan d'eau d'aspiration.

H_r : Hauteur de refoulement (m), entre l'axe de la pompe et le plan d'eau de refoulement.

H_a	m	5.1
H_r	m	13
ΔH	mce	1.573
H_g	m	18.2
HMT	mce	20

Tableau 021: Résultats de calcul de la HMT

- **Choix du nombre et type de pompes de captage par prise d'eau :**

Le choix du nombre et type de pompes de captage d'eau de mer se fait en exploitant le **catalogue en ligne** de sélection de pompes « **KSB EasySelect** ». Les critères de choix et de sélection qu'on doit respecter sont cités ci-dessous :

- Assurer le débit forcé (d'alimentation) et la charge (HMT).
- Calage de la pompe pour éviter le phénomène de cavitation.
- Nombre de pompe minimale.
- Meilleur rendement de la pompe.
- (NPSH)_r minimale.
- Puissance absorbe minimale.
- Vitesse de rotation de la pompe la plus élevé.

Les résultats de sélection donnent les variantes ci-dessous :

Nombre de pompes	Débit (m ³ /h)	Hauteur de refoulement (mce)	Rendement (%) τf	Puissance absorbée (KW)	Vitesse de rotation (tr/min)	NPSH requis (m)	Diamètre de la roue (mm)
1	500.54	20.02	75.55	37.10	1470	4.45	297
2	251.69	20.02	70.39	20.05	1460	3.20	258

Tableau 022: Résultats comparatifs de sélection des pompes de captage d'eau de mer par le catalogue KSB EasySelect

- ✚ La variante choisie correspond à un nombre de **pompe égale à un (1)**, dont on a respecté les critères de choix cités ci-dessus. Les caractéristiques du groupe électropompe sélectionné (pompe et moteur électrique) sont données dans les tableaux ci-dessous :

	Pompe sélectionné	
Type de pompe	Pompe centrifuge à axe verticale monocellulaire, roue fermée,	
Gamme	ILNR	
Caractéristiques Hydraulique (Point de fonctionnement)	Débit (m ³ /h)	500
	HMT (m)	20
	Puissance absorbée (KW)	37.10
	Rendement %	75.55
	NPSHr (m)	4.45

Tableau 023: Caractéristiques hydraulique de la pompe de captage d'eau de mer sélectionné

	Moteur électrique	
Type de moteur	Trois phases pour VDF	
Caractéristiques électrique	Démarrage (volt)	400
	Fréquence (Hz)	50
	Puissance utile (KW)	75
	Vitesse de service (tr/min)	1470
	Protection	IP55
	Isolement	F

Tableau 024: Caractéristiques électrique du moteur électrique de la pompe sélectionné

- Courbes caractéristiques de la pompe de captage d'eau de mer :

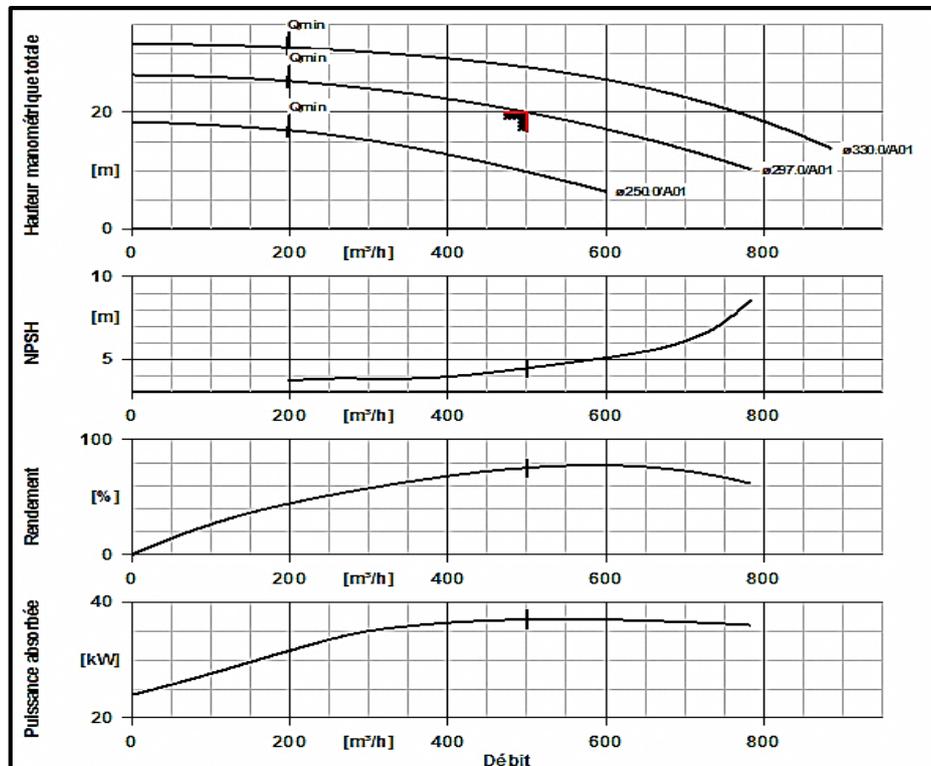


Figure 039: Courbes caractéristiques de la pompe de captage d'eau de mer

- **Pompe de secours et collecteurs d'aspiration :**

- Un seul collecteur (conduite) d'aspiration par prise d'eau en **PEHD PN06** et un **linéaire de 450 m** :

Le diamètre du collecteur est calculé en fixant une vitesse d'aspiration, comme suit :

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_0}{\pi V_a}}$$

Q₀ Débit d'alimentation par prise d'eau	m ³ /j	12000
	m ³ /h	500
	m ³ /s	0.139
V_a Vitesse d'aspiration	m/s	1
		0.9
		0.8
D_a Diamètre d'aspiration calculé	mm	421
		443
		470
D_a Diamètre d'aspiration normalisé	mm	500 Ep = 19.1
V_a admissible	m/s	0.71

Tableau 25: Résultats de calcul du diamètre de la conduite d'aspiration

- Une seule pompe de secours par prise d'eau (1+1).

- **Vérification de la condition de non-cavitation :**

Afin d'éviter la cavitation de la pompe il faut vérifier la condition suivante :

$$\text{NPSH}_d \geq \text{NPSH}_r$$

NPSH_d : Net Positif Section Head disponible ou hauteur nette absolue à l'aspiration disponible.

NPSH_r : Hauteur d'aspiration requise par la pompe (pompe sélectionnée).

Avec :

$$\text{NPSH}_d = 10 - \Delta H_{\text{aspiration}} - H_a \dots \dots \dots (9)$$

- Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau ci-dessous :

L Longueur d'aspiration	m	450
D_a	mm	500 Ep = 19.1
V_a	m/s	0.71
H_a	m	5.3
Re	-	358550
λ	Régime Turbulent (Formule de Achour et al)	0.013984
ΔH_{aspiration}	mce	0.340
NPSH_d	mce	4.56

Tableau 26: Résultats de calcul du NPSHd

D'après le résultat obtenu, en déduit que :

$$NPSH_d = 4.56 > NPSH_r = 4.45$$

✚ la condition de non-cavitation est vérifiée.

V.3.2. Description détaillée de la chaîne du prétraitement conventionnelle :

Le système de prétraitement adopté pour la station de dessalement est un système conventionnel, comporte les étapes suivantes :

- Décantation lamellaire à flux horizontal.
- Filtration granulaire sous pression.
- Microfiltration à cartouches 5 μm .

V.3.2.1. Décantation lamellaire à flux horizontal et stockage d'eau décanté (eau brute) :

- **Type de décantation utilisé :** La décantation utilisée dans la station de dessalement est de type : **décantation de particules discrètes ou individuelle (particules grenues) :**
 - Le choix de ce type de décantation revient à la turbidité de l'eau de mer qui se trouve à des valeurs faibles (**entre 4 et 5.9 NTU**) où il sera difficile de faire une coagulation-floculation, car la présence en matières colloïdales responsables de la couleur et de la turbidité est faible.
 - Les particules grenues décanté (sable, argile, ...) se trouve à des tailles plus grandes que les colloïdes, conservent leurs propriétés physiques (Forme, dimension, densité) au cours de la décantation, ainsi leurs vitesses de chute le long du décanteur sont conservées.
 - Lorsqu'une particule chute sa vitesse augmente jusqu'à ce que les forces de décantation (poids, pesanteur) équilibrent les forces de frottement (force de trainé), d'où la vitesse de chute devient constante.
- **Type de décanteur :** Le décanteur utilisé dans la station de dessalement est un **décanteur lamellaire à flux horizontal de forme rectangulaire**, Soit la figure 01 ci-dessous :

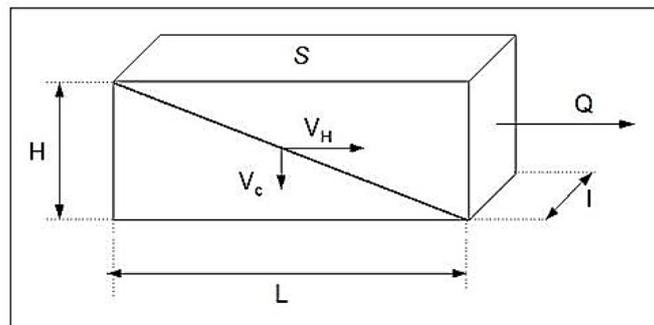


Figure 040: Schéma d'un décanteur à flux horizontal (Particules grenues)

Dans un **décanteur à flux horizontale**, le débit (**Q**) qui traverse uniformément le décanteur de profondeur (**H_d**) et de largeur (**l_d**), permet d'obtenir une vitesse horizontale de transfert de l'eau suivant la relation :

$$V_{HL} = \frac{Q}{S_T} = \frac{Q}{H_d l_d} \dots \dots \dots (10)$$

Avec :

V_H : Vitesse horizontale de l'eau (m/s).

Q : Débit traversant le bassin (débit d'entrée) (m³/s).

S_T : Surface transversale du bassin de décantation (m²).

Les différentes zones d'un bassin de décantation à flux horizontale sont les suivant :

- **Zone d'entrée** : zone à l'intérieur de laquelle le débit est distribué uniformément à travers la surface S_T.
- **Zone de décantation** : zone où la décantation a lieu, dite zone tranquille.
- **Zone de sortie** : zone où a lieu l'évacuation de l'eau décantée (la surverse).
- **Zone de boues** : zone où il y a accumulation de particules décantées (la sous-verse).

Une particule est retenue dans le bassin de longueur **L_d** si la condition suivante est vérifiée :

$$\frac{V_C}{H_d} \geq \frac{V_H}{L_d} \dots \dots \dots (11)$$

Telle que **V_C** représente la **vitesse de chute** de la particule, Après un certain temps de chute accélérée, la particule atteint une **vitesse d'équilibre de chute qui correspond a** ($\frac{dV_C}{dt} = 0$).

Dans le cas d'une **particule sphérique** de diamètre **d**, cette vitesse est donnée par la relation suivante :

$$V_C = \sqrt{\frac{4g(\rho_P - \rho_L)d}{3C_F\rho_L}} \dots \dots \dots (12)$$

Avec :

ρ_L : Masse volumique de l'eau (kg/m³).

ρ_P : Masse de la particule sphérique (kg/m³).

d : Diamètre de la particule sphérique (m).

C_F : Coefficient de frottement ou de traînée de la particule dans l'eau.

g : Accélération de la gravité (m/s²).

Le coefficient de frottement de la particule (ou coefficient de traînée) varie en fonction de **la forme** (sphère, disque, cylindre) et du nombre de **Reynolds (Re) de la particule**.

$$\text{Re} = \frac{\rho_L V_C d}{\mu_L} \dots \dots \dots (13)$$

Avec **μ_L**, la viscosité dynamique de l'eau (Pa.s).

En fonction du nombre de Reynolds de la particule, il existe trois **régimes de sédimentation** : un **régime laminaire ou régime de Stokes**, un **régime de transition** et un **régime turbulent ou régime de Newton**.

Afin de ne pas influencer le processus de décantation des particules dans le décanteur par la **turbulence** de l'eau, le **regime de sédimentation est supposés laminaire**, pour un **Re < 1**, telle que :

$$C_F = \frac{24}{\text{Re}}$$

Soit la vitesse de chute donnée par la loi de stokes :

$$V_C^{\text{stokes}} = \frac{g (\rho_P - \rho_L) d^2}{18 \mu_L} \dots \dots \dots (14)$$

En tenant compte de la relation (10), la condition de sédimentation de la particule (11) devient :

$$\frac{V_C^{\text{stokes}}}{H_d} > \frac{Q}{H_d l_d L_d}$$
$$V_C^{\text{stokes}} > \frac{Q}{l_d L_d} = \frac{Q}{S_H}$$

$$V_C^{\text{stokes}} > U_H \dots \dots \dots (15)$$

Avec :

S_H : Surface horizontale du décanteur (surface de décantation au sol) (m²).

U_H : Charge hydraulique superficielle ou vitesse ascensionnel indépendante de la profondeur du décanteur (m^3/m^2s).

La **décantation lamellaire** (Figure 02) est fondée sur le principe de la décantation à flux horizontal, la rétention d'une particule grenue est indépendante de la hauteur de l'ouvrage (relation 15). Il est donc possible **d'augmenter de manière très importante la surface disponible à la décantation**, ainsi de réduire le trajet de décantation, en superposant sur la hauteur de l'ouvrage un grand nombre de **lamelles inclinées en parallèles**. Cette augmentation de surface permet **d'améliorer la charge hydraulique superficielle (vitesse ascensionnelle)** donc de la décantation des particules grenues. La vitesse ascensionnelle U_H se calcule alors sur la surface projetée de l'ensemble des éléments lamellaires, comme suit :

$$U_H = \frac{Q}{n S_L \cos(\theta)} \dots \dots \dots (16)$$

Avec :

Q : Débit traversant le bassin (débit d'entrée) (m^3/s).

S_L : Surface élémentaire de chaque lamelle (m^2).

n : Nombre de lamelles projetées dans le décanteur.

θ : L'angle d'inclinaison des lamelles par rapport à l'horizontale entre 30 et 60°

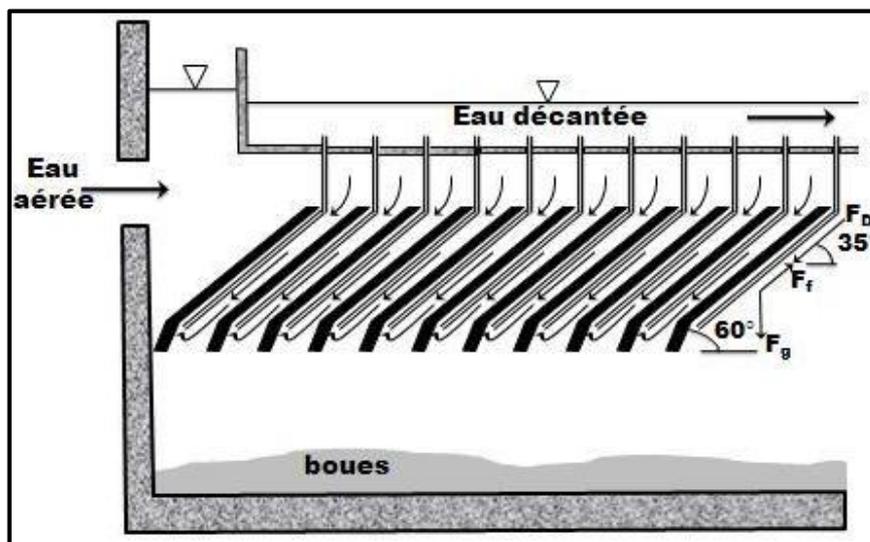


Figure 041: Principe de la décantation lamellaire à flux horizontal

- **Nombres, configuration et dimensionnement de décanteurs de la station de dessalement :**

La station de dessalement de Bousmail comporte un seul décanteur lamellaire par prise d'eau de mer, soit deux décanteurs fonctionnants en **parallèle**. Chaque décanteur reçoit un débit d'eau de mer à traiter de **463 m³/h**.

Les dimensions géométriques et surface de décantation au sol du **décanteur classique à flux horizontal** sont représenté dans le tableau ci-dessous :

Décanteur classique		Valeurs
Débit d'entrée (eau de mer)	m ³ /h	463
Longueur de décantation L_d	m	7
Largeur de décantation l_d	m	7
Hauteur du décanteur H_d	m	4.5
Surface de décantation S_H	m ²	7*7= 49
Vitesse ascensionnel U_H	m/h	463/49 = 9.45

Le **décanteur lamellaire**, dont la vitesse ascensionnelle est de **2 à 8 m/h**. Il fonctionne selon le même principe que le décanteur classique, mais la présence des compartiments lamellaires augmente la surface de décantation considérablement et permet des installations plus compactes, et une meilleure décantation (optimisation du décanteur). Pour cela en prend une vitesse ascensionnelle **2 m/h**, les résultats de calcul sont présentes dans le tableau ci-dessous :

Décanteur lamellaire		Valeurs
Débit d'entrée (eau de mer)	m ³ /h	463
Vitesse ascensionne	m/h	2
Longueur d'une lamelle	m	0.7
Largueur d'une lamelle	m	0.7
θ	-	35°
Surface élémentaire lamellaire S_L	m ²	0.7*0.7 = 0.49
Surface élémentaire lamellaire projeté $S_L \cos(\theta)$	m ²	0.49* cos(35) = 0.40
Surface lamellaire total projeté S_{dL}	m ²	463/2 = 231.5
Nombre de lamelles n	-	231.5/0.40 = 577

Tableau 27: Résultats de calcul du décanteur lamellaire

Afin d'améliorer le rendement de décantation, une **micro floculation** peut être faite dans ces conditions (décantation des particules discrète, turbidité faible).

Le **temps de séjour** T_s pour le décanteur lamellaire est calculé par la relation suivante :

$$T_s = \frac{S_{dL} H_d}{Q} \dots \dots \dots (17)$$

AN :

$$T_s = \frac{231.5 * 4.5}{463}$$

En trouve : $T_s = 2.25$ heures

- **Stockage d'eau décanté :**

Après décantation lamellaire, l'eau décantée des deux décanteurs lamellaires est acheminée par **des surverses ou des déversoirs**, afin de rejoindre **gravitairement** le **réservoir de stockage d'eau décantée**, d'une capacité de **80 m³**. Le débit total arrivé au réservoir est de **926 m³/h** (463 m³/h de chaque décanteur lamellaire fonctionnant en parallèle).

V.3.2.2. Filtration granulaire sous pression :

La filtration granulaire c'est le **traitement d'affinage (traitement pré-osmose inverse)** qui permet d'améliorer encore mieux la qualité de l'eau décantée que la décantation lamellaire tout en réduisant la turbidité, en éliminant les particules en suspension de différentes tailles comme les particules de sables et microorganismes, ainsi l'élimination de la matière organique dissoute afin d'améliorer la couleur et l'odeur de l'eau. La filtration granulaire utilise des milieux poreux granulés pour la filtration (sable de filtration, anthracite, charbon actif, ...). La filtration granulaire c'est l'étape ou la phase la plus importante dans la chaîne de prétraitement de la station de dessalement.

- **Type de filtre de la station de dessalement :**

Les filtres utilisés dans la station de dessalement de Bousmail, sont des **filtres à sable sous pression, horizontaux à flux descendant (de haut en bas), sous forme cylindriques**, conçus pour supporter des pressions de l'ordre de 10 bars. Pour obtenir une meilleur élimination des **MES** (matières en suspension) dans toute la hauteur du filtre, une filtration sur trois couches est réalisée, ce qui permet **d'augmenter la capacité de stockage** des **MES** dans les couches supérieures et **d'améliorer la qualité du filtrat**. Le choix et disposition des couches de filtration (milieu filtrant ou lit filtrant) dans le filtre à sable ainsi les dimensions de ce dernier sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Filtre à sable sous pression horizontal					
Dimensions et données techniques					
Diamètre		mm	DN2500		
Longueur cylindrique		m	5		
Deux trous d'homme supérieur et inférieur		mm	DN500		
Diamètre brides : entrée et sortie		mm	DN200		
Surface unitaire		m ²	12.5		
Pression de fonctionnement		bars	4		
Matériau du filtre		-	PRFV		
Couches de filtration		Caractéristiques physiques des couches			
		De (mm)	H (cm)	Porosité ϵ (%)	γ_r
C1	anthracite	0.8 – 1.6	40	55	1.45
C2	Sable fin (sable de silice)	0.2 – 0.4	40	40	3.2
C3	Sable grossier (gravier)	2 – 4	50	65	1.2

Tableau 28: Dimensions du filtre à sable et caractéristiques des couches de filtration

Le choix de cette disposition revient aux points suivants :

- L'anthracite est placé en couche supérieure où il permet l'élimination des particules les plus grossières ainsi des matières organiques dissoutes avant le passage sur la couche de sable fin. En raison de la forme irrégulière de ses grains, le média filtrant anthracite permet un

débit d'eau plus élevé par rapport au sable filtrant, en nettoyant efficacement l'eau à un rythme plus rapide (diamètre plus grand, porosité élevée).

- L'anthracite présente moins de perte de charge par rapport au sable filtrant.
- Le sable fin permet de retenir les particules fines en suspension, en améliorant le SDI de l'eau.
- Le sable grossier joue un rôle d'un support pour les deux couches supérieures, le sable fin et l'anthracite.

• **Variation de la perte de charge lors de la filtration de l'eau dans le filtre à sable :**

La perte de charge représente le plus paramètre important de la filtration à travers les milieux filtrant. Au cours de la filtration, l'eau subit par frottement entre les grains du milieu filtrant une perte de charge ou de pression, où le processus de filtration est assimilé à un **écoulement en charge à travers des petits tubes verticaux**. Elle augmente au fur et à mesure que le filtre à sable s'encrasse par l'accumulation des MES entre les espaces inter-granulaire des couches de filtration (diminution de la porosité des couches filtrantes) en fonction du temps. La formule de perte de charge est donnée par la loi de **DARCY** :

$$\Delta P = \frac{\mu}{K} V H = R \mu V H \dots \dots \dots (18)$$

Avec :

ΔP : Perte de charge de charge à travers le milieu filtrant (couche filtrante). (m)

V : Vitesse de filtration (m/s).

K : Perméabilité du milieu filtrant.

R : Résistance à la filtration du milieu filtrant.

H : Hauteur de la couche filtrante (m).

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

La perte de charge **ΔP** est proportionnelle à la vitesse de filtration **V**, à la viscosité dynamique de l'eau, à la hauteur de couche **H** et inversement proportionnelle à la perméabilité **K** du milieu filtrant (ou directement proportionnelle à la résistance **R** de ce milieu).

Pour une température constante de l'eau de mer (viscosité constante) et une vitesse de filtration constante **V**, la **variation de la perte de charge ΔP** au cours de la filtration en fonction du temps dépend seulement de la **hauteur traversée** par l'eau et la **diminution la porosité** de la couche filtrante, comme la montre la figure 03 :

- Figure (a) : Variation de la perte de charge pour un milieu filtrant propre (Neuf).
- Figure (b) : Variation de la perte de charge au début de l'encrassement du milieu filtrant.
- Figure (c) et (d) : Variation de la perte de charge pour un milieu filtrant totalement encrassée.

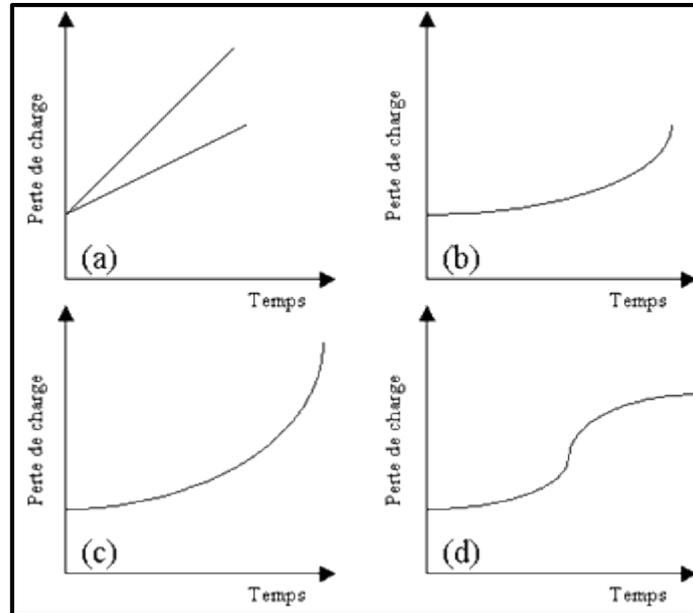


Figure 042: Variation de la perte de charge d'un milieu filtrant en fonction du temps

Les filtres à sable sous pression de la station de dessalement fonctionnent à **débit constant**, ce qui signifie que la pression d'alimentation de ces filtres augmente au cours de la durée du cycle de filtration pour compenser les pertes de charge dans les couches de filtration causées par l'accumulation des MES.

- **Calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable à trois couches de filtration :**

Le calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable est donné par la formule **d'ERGUN** qui précise celle de Darcy en faisant apparaître l'influence de la **porosité** du milieu filtrant et de la **surface spécifique des grains**, permet de calculer la perte de charge quel que soit le régime d'écoulement :

$$\Delta P = \frac{C_1 H \mu}{\rho g} \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} a^2 V + \frac{C_2}{g} \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} a V^2 \dots \dots \dots (19)$$

Avec :

C₁ et C₂ : Constantes de d'ERGUN (0.30 et 0.48).

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

g: Accélération de la pesanteur (9.8 m/s²).

ε: Porosité de la couche filtrante.

μ : Viscosité dynamique de l'eau (0.001 Pa.s).

V : Vitesse de filtration (**7 ÷ 20 m/h**).

a : Surface spécifique par unité de volume des grains filtrants de diamètre (m²/ m³).

La vitesse de filtration est choisie de telle façon le regime de filtration reste en regime laminaire.

Les résultats de calcul sont donnés sur le tableau ci-dessous :

Couches de filtration		Caractéristiques physiques des couches			Vitesse de filtration	Perte de charge	Perte de charge totale
		a (m ² /m ³)	H (cm)	Porosité ε (%)	V (m/h)	ΔP (m)	ΔP (m)
C1	anthracite	6	40	55	10	2.76×10^{-6}	4.57×10^{-5}
C2	Sable fin (sable de silice)	20	40	40		4.26×10^{-5}	
C3	Sable grossier (gravier)	2	50	65		3.37×10^{-7}	

Tableau 29: Résultats de calcul de la perte de charge initiale dans le filtre à sable

C'est la perte de charge initiale du filtre à sable, elle augmente au fur et à mesure du cycle de filtration avec **l'accumulation des MES** dans les espaces inter-granulaire des couches de filtration (C1, C2, C3), cette accumulation engendre un **colmatage progressif** de la couche filtrante et par conséquence, une **diminution de la porosité**, et que d'après **la relation d'Ergun** la perte de charge dans la couche filtrante augmente lorsque la porosité diminue.

- **Calcul de la surface filtrante totale et nombre de filtres à sable de la station de dessalement :**

Le calcul de la surface filtrante dépend du débit d'eau à traiter (débit d'eau décantée) et de la vitesse de filtration, soit la formule suivante :

$$S_f = \frac{Q_d}{V} \dots\dots\dots (20)$$

Avec :

S_f : Surface filtrante (m²).

Q_d : Débit d'eau décanté (débit à traiter) (m³/h).

V : Vitesse de filtration (m/h).

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

$$N_{FS} = \frac{S_f}{S_u}$$

Avec :

N_{FS} : Nombres de filtres à sable.

S_f : Surface filtrante (m²).

S_u : Surface unitaire du filtre à sable (m²).

Les calculs sont donnés dans le tableau ci-dessous :

Q_d	m ³ /h	926
V	m/h	10
S_f	m ²	926/10= 93
S_u	m ²	12.5
N	-	93/12.5 = 8

Tableau 30: Résultats de calculs de la surface filtrante et nombre de filtres à sable

Donc la surface filtrante nécessaires pour filtrée un débit d'eau décantée de **926 m³/h** est d'au moins **93 m²**, avec **8 unités de filtration sur sable** (filtres à sable) d'une surface filtrante de

12.5 m², chacune devra donc produire un débit de **115.75 m³/h**, soit **9.26 m³** par **m²** de surface filtrante.

- **Lavage à contre-courant des filtres à sable :**

Une fois que les pertes de charge du lit filtrant atteignent un certain niveau maximum par le colmatage des MES accumulés, le cycle de filtration est terminé, le filtre est mis hors service et le lavage à contre-courant (ou retro-lavage) du lit est activé pour éliminer les solides accumulés dans le lit.

Le rétro-lavage des filtres à sables de la station de dessalement consiste à fluidiser les couches filtrantes (sable fin et anthracite) par **l'injection successive d'air et d'eau** à contre-courant (à flux ascendant) :

- Dans la **première phase** de lavage, **l'air est utilisé seul** pour détacher de la couche filtrante les particules d'impuretés retenues, car la plupart de ces impuretés qui encrassent le filtre adhèrent aux grains de sable et d'anthracite, donc elles ne sont pas éliminées par un simple lavage à l'eau. Le lavage à l'air permet **d'augmenter la turbulence** dans le milieu filtrant (couche filtrante), en favorisant **le frottement des grains** de sable (ou d'anthracite) les uns contre les autres, et par conséquent, le décollement des impuretés.
- Dans la **deuxième phase**, un **retour d'eau à fort débit**, assurant une mise en **expansion** (augmentation de la porosité) des couches filtrante, permet d'extraire du lit et d'évacuer les impuretés détachées lors de la première phase (lavage à air). C'est également cette mise en expansion qui, quand elle est suffisante, permet le reclassement des couches de filtration qui ont été mélangés pendant le soufflage.

Soit le schéma ci-dessous représentatif d'un filtre à sable horizontal (figure 04). Le système de lavage du filtre à sable horizontal est un **système de drainage à buselures sur collecteur (8)**. L'eau de lavage chargée des particules en suspension est récupérée par une **goulotte (10)** située en tête du filtre à sable horizontal, afin d'être évacué par la vidange de fond (4) du filtre à sable.

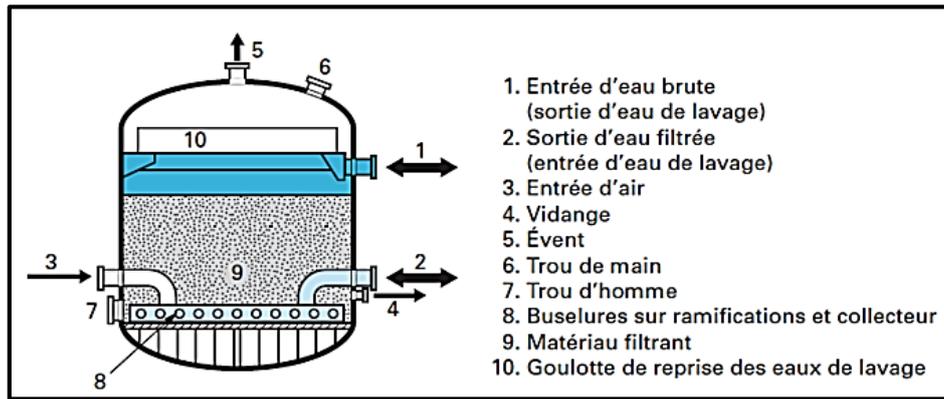


Figure 043: Schéma représentatif d'un filtre à sable horizontal à flux descendant

V.3.2.3. Microfiltration : filtration à cartouches 5 µm

L'eau filtrée provenant des filtres sable, doit être filtrée à nouveau par une **microfiltration** constituée de **filtres à cartouches de 5 µm**, afin d'éliminer les **microparticules de sable et impuretés** qui ont pu traverser le filtre à sable et qui peuvent endommager les membranes d'osmose inverse par l'encrassement particulaire, est par conséquent la diminution de la production d'eau douce.

Les cartouches ou membranes de microfiltration, **fonctionnent à flux horizontal (écoulement tangentielle)** afin de réduire la perte de charge dans les membranes.

- **Calcul du nombre de cartouches (membranes de microfiltration) et filtres a cartouches nécessaire à la station de dessalement :**

Soit le tableau ci-dessous, représente les caractéristiques techniques de la cartouche de microfiltration et du filtre à cartouches :

Cartouche de microfiltration		
Caractéristiques techniques	unités	Valeur
Matériau	-	Polypropylène
Longueur	Pouces / mm	40 pouces 1016 mm
Diamètre	Pouces / mm	2.5 pouces 63.5
Degré de filtration	µm	5

Température de fonctionnement maximale	°C	80°C
Pression différentielle maximale (perte de charge) pour le remplacement	bars	1.2 (à 20°C)
Débit	m ³ /h	2.6
Filtre à cartouches		
Caractéristiques techniques	unités	Valeur
modèle	-	Fluytec / 90 FTP-4 SFL
Matériau	-	PRFV
Nombre de cartouches	-	90
Longueur de la cartouche	Pouces / mm	40 1016
Pression nominal	bars	10

Tableau 31: Caractéristiques techniques de la cartouche (membrane) et filtre à cartouche

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

$$N_c = \frac{Q_f}{Q_c}$$

Avec :

N_c : Nombre de cartouches.

Q_f : Débit total à filtrer (provenant de la filtration granulaire) (m³/h).

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

Donc le nombre de filtres à cartouches à installés est :

$$N_{FC} = \frac{N_c}{90}$$

Les résultats de calcul sont donnés sur le tableau ci-dessous :

Q_f	m ³ /h	926
Q_c	m ³ /h	2.6
N_c	-	357
Nombre de cartouches par filtres	-	90
N_{FC}	-	4

Tableau 32: Résultats de calcul du nombre de cartouches et filtres à cartouche

Donc il faut **4 filtres** à cartouches (microfiltres) pour microfiltrer un débit de **926 m³/h**, soit **231.5 m³/h** par microfiltres.

V.3.2.4. Prétraitement chimique : Injection des réactifs

L'injection des réactifs chimiques ça fait partie du prétraitement de l'eau de mer, permet de protéger les installations de prétraitement et les membranes d'osmose inverse d'éventuels colmatages qui peuvent se passer au fur et mesure des processus de filtration, microfiltration et déminéralisation de l'eau de mer. Pour la station de dessalement de Bousmail, le processus d'injection des réactifs chimiques prend les étapes suivantes :

- Injection d'hypochlorite de sodium (NaClO) :

Avant la filtration granulaire sous pression (filtres à sable), l'injection d'hypochlorite de sodium (NaClO) (préchloration) permet la désinfection de l'eau de mer des microorganismes (microplanctons, virus, bactéries) vivants susceptibles de se développer est colmater les installations de prétraitement et les membranes d'osmose inverse. L'équation de réaction est la suivante :



La réaction produit de l'acide hypochloreux (**HClO**).

L'hypochlorite de sodium permet aussi d'éliminer la matière organique biodégradable par oxydation.

- Injection d'acide sulfurique (H₂SO₄) :

L'acide sulfurique permet de réduire le PH basique de l'eau de mer, pour empêcher l'entartrage du **carbonate de calcium (CaCO₃)**, connue sous le nom de calcaire. Cette diminution du PH est causée par l'augmentation de l'absorption du **CO₂** par l'eau de mer.

- **Injection d'antitartre et hydroxyde de sodium (soude caustique) :**

L'injection des réactifs chimiques d'antitartre avant la microfiltration, permet l'inhibition de la formation d'autres sels comme : le sulfate de calcium, le sulfate de magnésium, carbonate de potassium, Tandis que l'hydroxyde de sodium, est injecté pour **l'élimination du bore** qui se produit naturellement dans l'eau de mer sous forme **d'acide borique**. L'hydroxyde de sodium permet la conversion du bore, en borate qui a une molécule plus grosse et plus chargée, et est donc plus facile à rejeter par les membranes RO que l'acide borique.

- **Injection du métabisulfite de sodium ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) :**

L'injection de ce réactif chimique juste avant l'unité de dessalement, permet de réduire le chlore résiduel (l'acide hypochloreux) de la préchloration.

V.3.3. Configuration des lignes de traitement par osmose inverse :

La station de dessalement de Bousmail est configurée en quatre (4) lignes de traitement par osmose inverse, chaque ligne produit un débit de **2500 m³/j**, soit une production totale de **4×2500 m³/j**. le détail de chaque ligne est donné dans le tableau ci-dessous :

Lignes de traitement par osmose inverse		
Nombre de lignes	-	4
Production par ligne	m ³ /j	2500
	m ³ /h	104.16
Nombre de filtres à sable par ligne (Débit filtrée)	-	2 (231.5 m³/h) (5556 m³/j)
Nombre de filtres a cartouches par ligne (Débit microfiltrée)	-	1 (231.5 m³/h) (5556 m³/j)
Nombre de racks d'osmose inverse (Taux de conversion)	-	1 (45%)

Tableau 33: Caractéristiques des lignes de traitement par osmose inverse

Chaque deux filtres à sable par ligne, sont alimentés par une pompe centrifuge à axe horizontal de 231.5 m³/h à 4 bars.

V.3.4. Description détaillé de l'unité de dessalement par osmose inverse :

L'unité de dessalement par osmose inverse est dimensionnée pour produire un débit d'eau douce de **10000 m³/j**. L'obtention de cette production dépend des caractéristiques de la membrane (module) d'osmose inverse choisie, en fonction des paramètres réels de travail :

- Salinité de l'eau de mer (Pression osmotique) : environ 39 g/l soit une teneur en NaCl de 32 g/l
- Température de l'eau de mer : 20°C
- Pression d'alimentation des membranes d'OI : deux à trois la pression osmotique.
- Taux de conversion : 45%

• Calcul de la pression osmotique de l'eau de mer :

La pression osmotique de l'eau de mer est donnée par la relation suivante :

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

Avec :

Π : Pression osmotique de l'eau de mer (bars).

n : Nombre d'ion dissocié.

i : Facteurs de dissociation.

C : Salinité de l'eau de mer (Kg/m³).

R : 8.31 j. mol⁻¹. K⁻¹

T : Température de l'eau de mer (°K).

Pour notre cas en prend le **chlorure de sodium (NaCl)** comme sel de référence, car il est le sel dominant.

n = 2

i (NaCl) = 1

C = 32 g/l = 32 kg/m³

M(NaCl) = 58.5 g/mol = 0.0585 kg/mol

AN :

$$\Pi = 2 * 1 * \frac{32}{0.0585} * 8.31 * (20 + 273)$$

$$\Pi = 26663745 \text{ Pa} = 26.6 \text{ bars}$$

La pression d'alimentation P_0 sera donc de l'ordre de **64 bars** : $P_0 = 64 \text{ bars}$

V.3.4.1. Choix de la membrane (module) d'osmose inverse :

Selon les paramètres de travail cité précédemment, la membrane d'osmose inverse choisie possède les caractéristiques suivantes :

Caractéristiques techniques		
Membrane d'osmose inverse (module)		
Marque	-	DUPONT
Modèle	-	Filmtec™ SW30 HRLE-400
Type	-	Enroulé en spirale
Polymère de la membrane	-	Composite polyamide
Surface active de la membrane	m ²	28
Débit de production (ou débit de perméat)	m ³ /j	17
Flux de perméation (Jp)	m ³ /j/ m ²	0.61
Taux de rejet de sels (ou de rétention) (RS)	%	99.80
Pression de fonctionnement maximale	bar	83
Chute de pression maximale	bar	1
Température maximale	°C	45
Indice de colmatage (SDI)	SDI	< 5
Plage de fonctionnement du PH	-	2 - 11
Diamètre	mm	200

Longueur	mm	1016
----------	----	------

Tableau 34: Caractéristiques techniques de la membrane (module) d'osmose inverse

La membrane **Filmtec™** (figure 05 et 06) est une membrane composite à couche mince composée de trois couches : une toile de support en polyester, une couche intermédiaire en polysulfone microporeuse et une couche barrière en polyamide ultra-mince sur la surface supérieur.

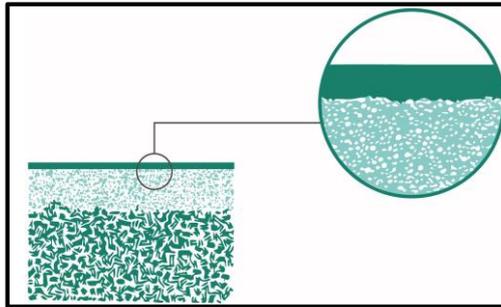


Figure 044: Coupe transversale schématique de la membrane Filmtec™ composite à couche mince

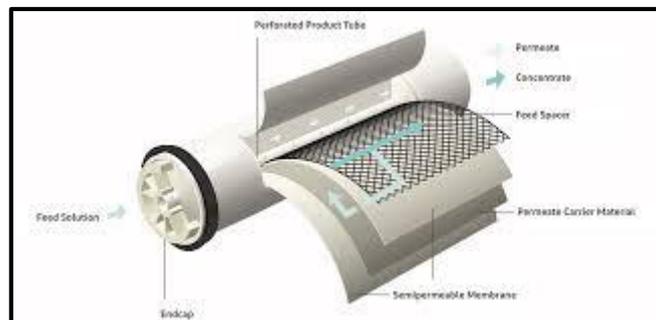


Figure 045: Représentation schématique de l'élément membranaire (module) à enroulement spiralé

V.3.4.2. Calcul du nombre de membranes (module) d'osmose inverse nécessaire :

Soit la relation de calcul suivante :

$$N_{MRO} = \frac{Q_P}{Q_u}$$

Avec :

N_{MRO} : Nombre de membranes (modules) d'osmose inverse.

Q_P : Débit de production de la station (m^3/j).

Q_u : Débit unitaire de la membrane d'OI (m^3/j).

AN :

$$N_{MRO} = \frac{10000}{17}$$

$N_{MRO} = 589$ membranes (modules)

Donc, il faut **589 membranes** (ou modules) d'osmose inverse pour produire un débit d'eau douce de **10000 m^3/j** .

V.3.4.3. Calcul du nombre de tubes de pression nécessaire :

Les membranes (modules) sont regroupées en séries dans des **tubes de pression** (figure 07) et le nombre de membranes par tube de pression varie entre 1 et 8.

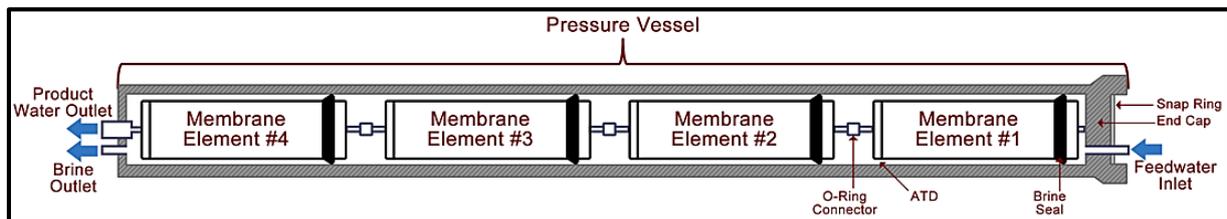


Figure 046: Représentation schématique d'un tube de pression

Pressure vessel = Tube de pression
 Feedwater inlet = Eau de mer d'alimentation
 Product water outlet = Perméat (eau douce)
 Brine outlet = Concentrât ou saumure

Les caractéristiques techniques des tubes de pression choisie sont données dans le tableau ci-dessous :

Caractéristiques techniques		
Tube de pression		
Marque	-	BEL COMPOSITE
Modèle	-	8S – 1000 – 7M

Nombre de modules (membranes) par tube	-	7
Pression max de fonctionnement	bars	69
Température maximale	°C	65
Matériaux	-	PRFV

Tableau 35: Caractéristiques techniques des tubes de pression

Soit la relation suivante :

$$N_{TP} = \frac{N_{MRO}}{N_u}$$

Avec :

N_{TP} : Nombre de tubes de pression.

N_{MRO} : Nombre total de membranes (modules) d'osmose inverse.

N_u : Nombre unitaire de membranes par tube de pression.

AN :

$$N_{TP} = \frac{589}{7}$$

$$N_{TP} = \mathbf{84 \text{ tubes de pression}}$$

Chaque tube de pression produit un débit de **119 m³/j**.

V.3.4.3.1. Configuration des tubes de pression de l'unité d'osmose inverse :

L'unité d'osmose inverse est configurée en quatre (**4**) racks, chaque rack produit un débit d'eau douce de **2500 m³/j** avec un taux de conversion de **45%**. Les tubes de pression sont alors arrangés en parallèle et en étages (figure 08) pour satisfaire le débit de chaque rack et de l'unité de dessalement.

Le nombre de tubes de pression par rack :

$$\frac{N_{TP}}{\text{étage}} = \frac{2500}{119} = \mathbf{21 \text{ tubes de pression}}$$

Ces 21 tubes sont configurés en **7 étages**, pour chaque étage **3** tubes de pression en parallèle.

Soit le tableau ci-dessous des caractéristiques techniques des racks d'osmose inverse :

Caractéristiques techniques		
Rack d'osmose inverse (OI)		
Débit d'alimentation	m ³ /j	5556
	m ³ /h	231.5
Taux de conversion	%	45
Débit de production (débit de perméat)	m ³ /j	2500
	m ³ /h	104.2
Nombre de membranes (modules) d'OI	-	147
Nombre de tube de pression	-	21
Nombre d'étages	-	7
Nombre de tubes par étage	-	3
Production par étage	m ³ /j	357

Tableau 36: Caractéristiques techniques des racks d'osmose inverse de l'unité de dessalement

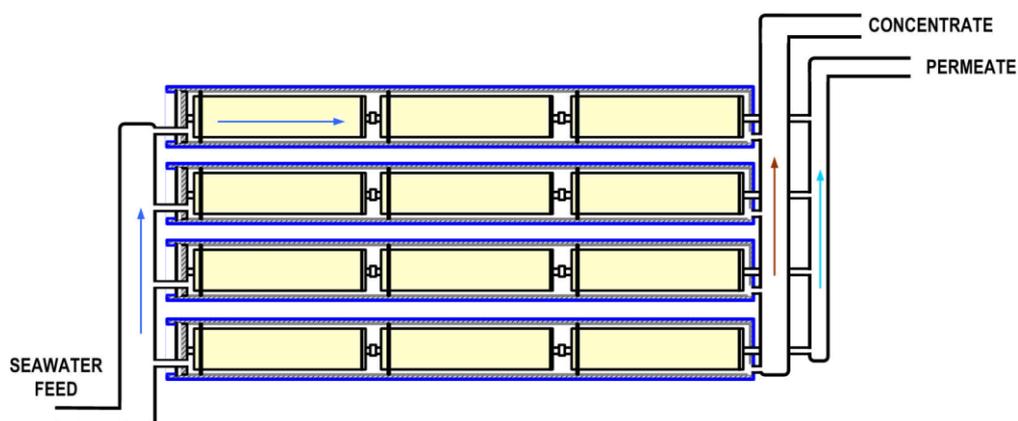


Figure 047: Représentation schématique d'un rack d'osmose inverse 21×7

Seawater feed = Eau de mer
d'alimentation
Concentrate = Concentrât (saumure)
Permeate = Permât (Eau douce)

- **Calcul de la concentration du permât et du concentrât (saumure ou rejet) :**

- **Concentration du permât C_p :**

Soit la relation suivante :

$$RS = 1 - \frac{C_p}{C_o} \dots \dots \dots (20)$$

Avec :

RS : Taux de rejet ou de rétention de sels de la membrane d'OI.

C_p : Concentration du permât (g/l).

C_o : Concentration de l'eau d'alimentation (g/l).

AN :

$$C_p = (1 - 99.80\%) * 32$$

$$C_p = 0.064 \text{ g/l} = 64 \text{ mg/l}$$

Soit un passage de sels **PS** à travers la membrane d'OI :

$$PS = \frac{C_p}{C_o} = \frac{0.064}{32} * 100$$

$$PS = 0.2\%$$

- **Concentration du rejet ou concentrât C_R :**

Soit l'équation d'équilibre de salinité suivante :

$$Q_o C_o = Q_R C_R + Q_P C_P \dots \dots \dots (21)$$

Avec :

Q_o : Débit d'alimentation pour chaque rack d'osmose inverse (m^3/j).

Q_R : Débit de rejet de chaque rack (m^3/j).

$$Q_R = Q_0 - Q_P = 5556 - 2500$$

$$Q_R = 3056 \text{ m}^3/\text{j}$$

Soit **55 %** du débit d'alimentation Q_0 .

Q_P : Débit de perméat de chaque rack d'OI (m^3/j).

AN :

$$C_R = \frac{(5556 * 32) - (2500 * 0.064)}{3056}$$

$$C_R = 58 \text{ g/l}$$

En voit nettement que la concentration du rejet (concentrât) est nettement supérieure à la concentration d'alimentation.

V.3.4.4. Pompage à haute pression et système de récupération d'énergie :

Pour assurer le fonctionnement des membranes (ou modules) d'osmose inverse, l'eau de mer prétraité (clarifié) est pressurisée au moyen de **la pompe haute pression (PHP)**, a une pression d'alimentation de **64 bars**. La pompe haute pression choisie est du type **centrifuge multicellulaires à axe horizontal**. La pression requise augmente lorsque les éléments membranaires deviennent contaminés au cours des ans (colmatage), on utilise alors une pompe qui permet un débit plus élevé que celui théoriquement nécessaire pour garder la pression d'alimentation continue.

Dans chaque rack d'osmose inverse le **concentrât (saumure ou rejet)** est rejeté sous haute pression, c'est pourquoi il est important de récupérer de l'énergie du débit du concentrât. Cette récupération est à base **d'échangeur de pression**. Le flux du concentrât provenant des membranes est dirigé à travers l'échangeur de pression, où il transfère directement de l'énergie haute pression à une partie du flux d'alimentation avec un maximum d'efficacité (rendement élevé). Le flux d'alimentation qui sort à haute pression est dirigé vers une petite **pompe booster** qui corrige les pertes hydrauliques du flux, avant de rejoindre le flux d'alimentation provenant de la pompe haute pression. Ce système de récupération d'énergie permet de réduire la taille de la pompe haute pression.

- **Calcul de la puissance électrique absorbée par la pompe HP par rack d'OI :**

Soit la relation suivante :

$$P_{\text{PHP}} = \frac{\rho g P_0 Q_0}{\eta_{\text{PHP}}} \dots \dots \dots (22)$$

Avec :

P_{PHP} : Puissance absorbée (consommée) par la pompe haute pression par rack d'OI (KW)

Q_0 : Débit d'eau de mer d'alimentation par rack d'osmose inverse (m^3/s)

P_0 : Pression d'alimentation des modules d'OI (bars).

η_{PHP} : Rendement de la pompe HP.

Les pompes HP multicellulaires sont des pompes qui travail a des rendements élevée de l'ordre de **80%**.

AN :

$$P_{\text{PHP}} = \frac{1010 * 9.81 * 640 * \left(\frac{231.5}{3600}\right)}{0.8}$$

$$P_{\text{PHP}} = 510 \text{ KW}$$

Donc pour produire un débit de **1 m³** il faut une **énergie spécifique** de :

$$E_S^{\text{PHP}} = \frac{P_{\text{PHP}}}{Q_P} \dots \dots \dots (23)$$

Avec :

E_S : Energie spécifique (KWh/m³).

Q_P : Débit de perméat (m^3/h).

AN :

$$E_S = \frac{510}{104.2}$$

$$E_S^{\text{PHP}} = 4.89 \text{ KWh/m}^3$$

• **Calcul de la puissance récupérée par l'échangeur de pression :**

En fonction des pertes de charge dans les modules (membranes) d'osmose inverse et en fonction des tubes de pression, le concentrât (rejet) sort à haute pression. Estimons cette perte de charge à **3 bars** par rack d'osmose inverse, la pression du concentrât sera P_R égale à :

$$P_R = P_0 - \Delta P$$

Avec :

P_0 : Pression d'alimentation des modules (membranes) d'OI (bars).

ΔP : Perte de charge par rack d'OI (bars).

AN :

$$P_R = 64 - 3$$

$$P_R = 61 \text{ bars}$$

Donc **l'échangeur de pression** qui travaille à un rendement de **97%**, permet de récupérer une puissance donnée par la relation ci-dessous :

$$P_{EP} = \rho g P_R Q_R \eta_{EP} \dots\dots\dots (23)$$

Avec :

P_{EP} : Puissance récupérée par l'échangeur de pression (KW).

η_{EP} : Rendement de l'échangeur de pression.

AN :

$$P_{EP} = 1010 * 9.81 * 610 * \frac{3056}{24 * 3600} * 0.97$$

$$P_{EP} = 207 \text{ KW}$$

Donc la puissance récupérée par le système **échangeur de pression et pompe booster** est :

$$P_{SRE} = \frac{1010 * 9.81 * 640 * \frac{3056}{24 * 3600}}{0.80}$$

$$P_{SRE} = 280.36 \text{ KW}$$

Avec : P_{SRE} la puissance du système de récupération d'énergie.

Soit une énergie spécifique de :

$$E_S^{SRE} = \frac{280.36}{104.2}$$

$$E_S^{SRE} = 2.69 \text{ KWh/m}^3$$

En déduit l'énergie spécifique de la pompe haute pression après récupération d'énergie :

$$E_S^{PHP} - E_S^{SRE} = 4.89 - 2.69 = 2.2 \text{ KWh/m}^3$$

Soit une économie d'énergie (réduction) de **55%**.

Soit le tableau ci-dessous des caractéristiques techniques du groupe électropompe haute pression, échangeur de pression et groupe électropompe booster, choisie par rack d'osmose inverse :

Caractéristiques techniques		
Groupe électropompe haute pression		
Marque	-	Grundfos
Type de pompe	-	Centrifuge Multicellulaire
Type d'installation	-	Horizontale
Débit	m ³ /h	55
Pression	bars	64
Nombre de pompes par rack	-	2
Classe de rendement	-	IE4
Puissance nominal du Moteur	KW	140
Fréquence d'alimentation	Hz	50
Echangeur de pression		
Marque	-	Energy Recovery INC
Modèle	-	PX-Q300
Nombre d'échangeurs par rack	-	2
Débit maximale à l'entrée de haute pression	m ³ /h	68

Pression maximale à l'entrée de haute pression	bars	82.7
Pression maximale à la sortie de basse pression	bars	10
Rendement	%	97
Vitesse de rotation maximale	Tr/min	1280
Groupe électropompe booster		
Marque	-	Grundfos
Type de pompe	-	Centrifuge Multicellulaire
Type d'installation	-	Horizontale
Débit	m ³ /h	127
Pression maximale de refoulement	Bars	82.7
Nombres de pompes par rack	-	1
Classe de rendement	-	IE3
Puissance nominal du moteur	KW	18.5

Tableau 37: Caractéristiques techniques de la pompe haute pression, l'échangeur de pression et la pompe booster

V.3.4.5. Lavage des membranes d'osmose inverse : lavage CIP et flushing

Le lavage des membranes d'OI est primordial et nécessaire dans une installation ou unité de dessalement par osmose inverse, afin d'éviter toutes contaminations et endommagement, et par conséquent la diminution de la production et le vieillissement rapide de la membrane d'OI.

Cette contamination peut subir aux membranes d'OI une baisse de rendement en raison de l'accumulation et l'encrassement de dépôts à la surface de la membrane. L'encrassement minéral, particulaire, biologique ou microbiologique et colloïdal, sont les causes habituelles de l'encrassement des membranes. Lorsque la production d'une unité d'osmose inverse diminue d'au moins **10%** ou que la pression différentielle augmente de **15%** (dans des conditions de fonctionnement normales), le nettoyage (lavage) de la membrane doit être effectué à l'aide d'un système de nettoyage de la membrane appelé le **système CIP**.

Le **système CIP** est un système de **nettoyage en place (ou Clean In Place)** par des **produits chimique** connues sous le nom de détergents comme les acides et les alcalins. CIP est un système fermé où la solution de recirculation de nettoyage est appliquée (souvent avec des jets) et nettoie, rince et désinfecte les membranes. Le système CIP est le plus souvent contrôlé automatiquement et les séquences de nettoyage sont programmées pour un temps optimal pour un nettoyage efficace.

Le nettoyage chimiques des membranes d'osmose inverse par le système CIP et accompagné par un système de **nettoyage à l'eau douce déminéralisé** appelé **système flushing** (Rinçage à l'eau).

V.3.5. Post-traitement et stockage d'eau traitée : reminéralisation de l'eau osmosée (perméat)

Après la déminéralisation de l'eau de mer par osmose inverse, l'eau douce qui est le perméat d'osmose inverse devrait être traitée avant stockage final. Le post-traitement consiste à une **reminéralisation** du perméat. La qualité du perméat obtenu donne les paramètres suivants :

- Une salinité à base de chlorure de sodium inférieure à 500 mg/l.
- Une concentration en Magnésium et en Bore entre 0.5 et 1.2 mg/l.
- Une concentration en calcium résiduel de 2 à 6 mg/l.

L'eau osmosée est une eau à faible teneur en minéraux de calcium et magnésium, elle doit être reminéralisée pour qu'elle soit potable. L'OMS recommande 10mg/L de Magnésium et 30 mg/L de Calcium pour une eau potable.

Pour la reminéralisation de l'eau osmosée, un système de dosage **d'hydroxyde de calcium Ca(OH)_2** est prévu. L'hydroxyde de calcium aussi appelé **chaux aérienne** est mélangé à de l'eau pour produire ce qu'on appelle le **l'eau de chaux ou lait de chaux** qui sera utilisé directement pour la reminéralisation.

L'eau reminéralisée (traitée) est stockée dans un **réservoir d'eau traitée** d'une capacité de **70 m³**

V.3.6. Stockage et neutralisation de la saumure (rejet) :

La saumure produite d'osmose inverse se trouve se trouve à une concentration élevée de l'ordre de **58 g/l**, et représente **55%** du débit d'alimentation, est déchargé dans la mer grâce à une conduite. Un stockage de la saumure plus les rejets des deux décanteurs lamellaire sera effectué dans un réservoir d'une capacité de **194 m³** où il sera divisé en deux compartiments, le **1^{er}** d'une capacité de **50m³** pour le stockage de la saumure qui sera utilisé pour le **lavage des**

filtres à sable, le 2eme d'une capacité de **144m³** pour le stockage des rejets des deux décanteurs lamellaires et de la saumure utilisée pour le lavage.

Avant la décharge des rejets et la saumure dans la mer, une neutralisation du mélange effectuée par l'injection **d'acide sulfurique** ou **l'hydroxyde de sodium**.

V.3.7. Télégestion et Télé contrôle des équipements de la station de dessalement :

Un contrôle automatique de tous les équipements de la station de dessalement est prévu, que ce soit les pompes d'eau de mer, les pompes d'eau traitée, les pompes auxiliaires, les accessoires de robinetterie (les vannes de régulation ou de sectionnement motorisé, les clapets anti retour,..), les instrumentations de mesures telle que les débitmètres, les PH-mètres, les dispositifs de mesure de la pression différentielle, ainsi que le système de lavage et flushing. Le contrôle automatique des équipements est prévu par un système **SCADA** installé sur un PC, situé dans la **salle de contrôle** qui permettra **l'acquisition des données** des différents postes de contrôle répartis dans toute l'usine.

À partir de ce **SCADA** sera réalisé l'ensemble du fonctionnement de l'installation, c'est-à-dire qu'il permettra la **visualisation** de l'état de l'équipement, la gestion des alarmes, le choix du mode de fonctionnement, et l'analyse des variables qui ont été décidé de faire.

V.4. Conclusion :

Dans ce chapitre on a vu le dimensionnement du système de prise d'eau de mer, le système de prétraitement conventionnel et l'unité de dessalement par osmose inverse de la station de dessalement.

CHAPITRE VI
POMPAGE D'EAU TRAITEE

VI.1. Introduction :

Après traitement final par reminéralisation de l'eau osmosée, l'eau obtenue traitée est stockée dans un réservoir de stockage d'eau traitée **70 m³** de la station de dessalement, où il sera pompé directement vers le réservoir tampon de stockage et distribution de Drimini **20000 m³** de Bousmail. Le but de ce chapitre est de configurer et dimensionner le système de refoulement ou pompage de l'eau traitée vers le réservoir de stockage et distribution.

VI.2. Calcul du débit forcé et de la hauteur manométrique totale (hauteur d'élévation) :

Type de l'installation de pompage : Installation en charge.

- **Calcul du débit forcé ou pompé :**

Le débit forcé, représente le débit de production de la station de dessalement ($Q_p = Q_f$) :

$$Q_p = Q_f = Q_0 Y$$

Avec :

Q_0 : Débit d'alimentation de la station de dessalement (m³/j).

$Q_p = Q_f$: Débit de production de la station (débit forcé) (m³/j).

Y : Taux de conversion de la station (%).

Soit le tableau ci-dessous :

Q_0	m ³ /j	22222.22
Y	%	45
$Q_p = Q_f$	m ³ /j	10000
	m ³ /s	0.116

- **Calcul de la hauteur d'élévation ou hauteur manométrique totale (HMT) :**

$$HMT = H_g + \Delta H + P_{exo}$$

Avec :

H_g : Hauteur géométrique, hauteur entre les plans d'eau d'aspiration et de refoulement des réservoirs (m).

P_{exo} : Pression à l'entrée du réservoir de distribution et la sortie de la conduite de refoulement, c'est pression de sécurité, comprise entre 1 et 5 m.

ΔH : Perte de charge totale à l'aspiration et au refoulement (m).

$$\Delta H = \Delta H_{linéaire} + \Delta H_{singuliere}$$

D'après la loi de **DARCY** en calcul la perte de charge linéaire :

$$\Delta H_{linéaire} = \lambda \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g}$$

$$V = \frac{4 Q_p}{\pi D^2}$$

Avec :

Q_p : Débit de production ou débit forcé (m³/s).

L : longueur totale de la conduite d'aspiration et de refoulement (m).

D : Diamètre de la conduite de refoulement (m).

V : Vitesse moyenne d'écoulement dans la conduite de refoulement (m/s).

λ : Coefficient de perte de charge ou coefficient de frottement, dépend du régime d'écoulement (Nombre de REYNOLDS Re) et de la rugosité de la conduite.

La perte de charge singulière est estimée à 10 % de la perte de charge linéaire :

$$\Delta H_{singuliere} = 10\% \Delta H_{linéaire}$$

Soit :

$$\Delta H = 1.1 \Delta H_{linéaire}$$

- Calcul du coefficient de perte de charge λ , la perte de charge linéaire et la perte de charge totale :

$$\lambda = f(Re)$$

Avec : Re nombre de REYNOLDS d'écoulement, calculé comme suit :

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu}$$

ρ : Masse volumique de l'eau de mer (kg/m³).

V : Vitesse moyenne d'écoulement dans la conduite de refoulement (m/s).

D : Diamètre de la conduite de refoulement (m).

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

Le diamètre de la conduite de refoulement est calculé par la formule de **BONIN (pompage 24h/24)** :

$$D_{eco} = \sqrt{Q_p}$$

La formule donne un **diamètre économique calculé** qu'on doit le **normaliser**.

Les résultats de calcul, sont donnés sur le tableau ci-dessous :

Q_p (Débit forcé)	m ³ /j	10000
	m ³ /h	417
	m ³ /s	0.116
D (Diamètre économique calculé)	mm	341
ρ	Kg/ m ³	1000
μ	Pa.s	0.001
V	m/s	1.27
Re	-	437401

En déduit que : **Re > 3000 et Re > 10⁵**

✚ Donc le regime d'écoulement est **Turbulent**.

Le coefficient de perte de charge λ est estimé par la formule de **ACHOUR ET AL**, qui donne la meilleure estimation par rapport à la formule de **COLEBROOK – WHITE** :

$$\lambda = \left[-2 \log \left(\frac{4.5}{Re} \log \left(\frac{Re}{6.97} \right) \right) \right]^{-2}$$

AN :

$$\lambda = 0.013479$$

Soit le tableau ci-dessous, donne le résultat de calcul de la perte de charge totale :

V	m/s	1.27
L	m	8 (Aspiration)
		3200 (Refoulement)
D	mm	341
λ	-	0.013479
$\Delta H_{\text{linéaire}}$	mce	10.42
ΔH	mce	11.46

Tableau 038: Résultats de calcul de la perte de charge totale

- Calcul de la hauteur géométrique :

$$H_g = \nabla_{\text{REF}} - \nabla_{\text{ASP}}$$

Avec :

∇_{REF} : Cote du plan d'eau du réservoir de refoulement (Drimini 20000 m³).

∇_{ASP} : Cote du plan d'eau du réservoir d'aspiration (Station de dessalement 70 m³).

Donc :

$$H_g = 186 - 51$$

$$H_g = 135 \text{ m}$$

- En déduit la hauteur d'élévation ou HMT :

$$HMT = 135 + 11.46 + 3$$

$$HMT = 149.5 \text{ mce}$$

VI.3. Choix du nombre et type de pompes :

Le choix du nombre et type de pompes de captage d'eau de mer se fait en exploitant le **catalogue en ligne** de sélection de pompes « **KSB EasySelect** ». Les critères de choix et de sélection qu'on doit respecter sont cités ci-dessous :

- Assurer le débit forcé (d'alimentation) et la charge (HMT).
- Calage de la pompe pour éviter le phénomène de cavitation.
- Nombre de pompe minimale.
- Meilleur rendement de la pompe.
- (NPSH)_r minimale.
- Puissance absorbée minimale.
- Vitesse de rotation de la pompe la plus élevée.

Les résultats de sélection donnent les variantes ci-dessous :

Nombre de pompes	Débit (m ³ /h)	Hauteur de refoulement (mce)	Rendement (%) τf	Puissance absorbée (KW)	Vitesse de rotation (tr/min)	NPSH requis (m)	Diamètre de la roue (mm)
1	417.5	149.5	71.70	236.40	1488	2.26	640
2	208.7	149.5	74.80	113.39	2971	4.39	317
3	139.26	149.5	68.17	82.97	2967	5.45	322

Tableau 039: Résultats comparatifs de sélection des pompes de refoulement d'eau traitée par le catalogue KSB EasySelect

- ✚ La variante choisie correspond à un nombre de **pompe égale à deux (2)**, dont on a respecté les critères de choix cités ci-dessus. Les caractéristiques du groupe électropompe sélectionné (pompe et moteur électrique) sont données dans les tableaux ci-dessous :

	Pompe sélectionné	
Type de pompe	Pompe centrifuge à volute à axe horizontal, monocellulaire	
Gamme	Omega	
Caractéristiques Hydraulique (Point de fonctionnement)	Débit (m ³ /h)	208.5
	HMT (m)	149.5
	Puissance absorbée (KW)	113.39
	Rendement %	74.80
	NPSHr (m)	4.39

Tableau 040: Caractéristiques hydrauliques de la pompe d'eau traitée sélectionné

	Moteur électrique	
Type de moteur	Trois phases pour VDF	
Caractéristiques électrique	Démarrage (volt)	400
	Fréquence (Hz)	50
	Puissance utile (KW)	75
	Vitesse de service (tr/min)	1470
	Protection	IP55
	Isolement	F

Tableau 041: Caractéristiques électriques du moteur électrique de la pompe sélectionné

- Courbes caractéristiques de la pompe de captage d'eau de mer :

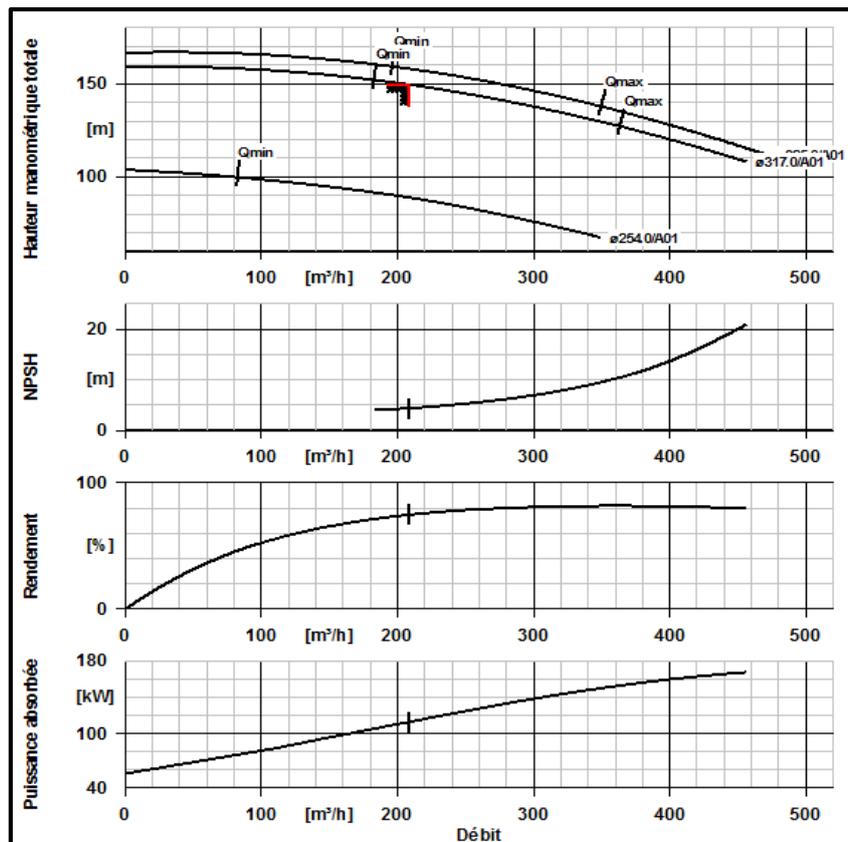


Figure 048: Courbes caractéristiques de la pompe d'eau traitée

- **Pompe de secours et collecteurs d'aspiration :**

- Deux collecteurs d'aspiration par pompe en **PEHD PN16** et un **linéaire de 8m**.

Le diamètre des collecteurs est calculé en fixant une vitesse d'aspiration, comme suit :

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_p}{\pi V_a}}$$

Avec :

Q_p : Débit forcé (débit produit) (m³/s).

V_a : Vitesse d'aspiration (m/s).

Q_p Débit forcé Par collecteurs de pompe	m ³ /j	5000
	m ³ /h	208.5
	m ³ /s	0.058
V_a Vitesse d'aspiration	m/s	1
		0.9
		0.8
D_a Diamètre d'aspiration calculé	mm	272
		286
		303
D_a Diamètre d'aspiration normalisé	mm	315 e = 28.6
V_a admissible	m/s	0.74
Q_p Débit forcé Collecteur principale	m ³ /j	10000
	m ³ /h	417
	m ³ /s	0.116
D_a Diamètre normalisé	mm	400
V_a admissible	m/s	0.92

Tableau 042: Résultats de calcul du diamètre des collecteurs d'aspiration

- Une seule pompe de secours pour le système de pompage (2+1).

- **Collecteur (conduite) de refoulement :**

Le diamètre économique du collecteur (conduite) de refoulement est calculé par la **formule de BONIN (pompage 24h/24)**, le diamètre calculé est normalisé par gamme du matériau PEHD PN16.

$$D = D_{eco} = \sqrt{Q_p}$$

Q_p Débit forcé	m ³ /j	10000
	m ³ /h	417
	m ³ /s	0.116
D_{eco} Diamètre calculé	mm	341
D_{eco} Diamètre normalisé	mm	315 e = 28.6
V admissible	m/s	1.5

Tableau 043: Résultats de calcul du diamètre du collecteur de refoulement

VI.4. Vérification de la condition de non cavitation :

Afin d'éviter la cavitation de la pompe il faut vérifier la condition suivante :

$$NPSH_d \geq NPSH_r$$

NPSH_d : Net Positif Section Head disponible ou hauteur nette absolue à l'aspiration disponible.

NPSH_r : Hauteur d'aspiration requise par la pompe (pompe sélectionnée).

Avec :

$$\text{NPSH}_d = 10 - \Delta H_{\text{aspiration}} + H_a$$

- Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau ci-dessous :

L Longueur d'aspiration (collecteur principale)	m	8
D_a	mm	400
V_a	m/s	0.92
H_a	m	6
Re	-	371680
λ	Régime Turbulent (Formule de Achour et al)	0.01389
ΔH_{aspiration}	mce	0.013
NPSH_d	mce	15.987

Tableau 044: Résultats de calcul du NPSHd

La perte de charge d'aspiration obtenue est très faible, en déduit que la condition de non-cavitation est largement vérifié, comme suit :

$$\text{NPSH}_d = 15.98 > \text{NPSH}_r = 4.39$$

VI.5. Système de Protection Anti-Bélier de la conduite de refoulement :

Placé la conduite de refoulement, afin de protéger la conduite et le GEP contre le **phénomène du coup de bélier (Surpression ou dépression)** représenté par le **passage du régime permanent à un régime transitoire** (Variation brusque de la pression et de la vitesse, variation dans le temps). Le **régime transitoire** se manifeste soit par un **démarrage ou arrêt brusque de la pompe**, soit par **une fermeture ou ouverture brusque de la vanne**.

Il existe plusieurs systèmes anti-bélier, pour le cas de la station de dessalement, le **réservoir d'air anti-bélier** est placé sur la conduite de refoulement, qui permet de protéger contre les surpressions et les dépressions susceptibles de se produire.

Les réservoirs d'air anti-bélier assurent deux rôles :

- Atténuer les surpressions et les dépressions pour réduire la fatigue de la conduite.
- Alimentation de la veine liquide après arrêt du pompage.

Il existe deux **méthodes graphiques** pour le calcul du réservoir d'air :

- La méthode de **VIBERT**, qui permet un **calcul simplifié** du réservoir d'air, c'est-à-dire qu'elle ne tient pas compte des pertes de charges dans la conduite refoulement, ni de la compressibilité de l'eau et l'élasticité de la conduite.
- La méthode de **PUECH et MEUNIER**, qui permet un **calcul normal** du réservoir d'air, en tenant compte des pertes de charge dans la conduite de refoulement.

VI.5.1. Calcul normal du réservoir d'air par la méthode de PUECH et MEUNIER :

Le calcul du réservoir d'air consiste à déterminer le **volume d'air U_0** nécessaire au réservoir en **régime permanent** (Marche normale), et les valeurs de surpression et dépression ainsi que les volumes en cas de **régime transitoire**. La méthode de **PUECH et MEUNIER** permet l'étude de la **dépression** dans la conduite de refoulement et le calcul de **U_0** , utilisant trois nombres adimensionnels, à savoir :

- Le nombre **K** : caractérise les pertes de charge dans la conduite de refoulement.

$$K = \frac{H_{abs} - H_0}{H_0}$$

Avec :

H_{abs} : Hauteur manométrique totale absolue (mce).

$$H_{abs} = HMT + 10$$

H_0 : Charge ou pression statique absolue (mce).

$$H_0 = H_g + 10$$

- Le nombre A : qui caractérise la conduite de refoulement.

$$A = \frac{C * V}{g * H_0}$$

Avec :

C : Célérité d'onde (m/s).

$$C = \frac{\sqrt{\frac{k}{\rho}}}{\sqrt{1 + \frac{k * 2 * r * (1 - \nu_m^2) * (1 - \nu_s)}{(1 - \nu_m^2) * r * E_s + E_m * e * (1 - \nu_s)}}$$

C'est la formule de calcul de la célérité d'onde dans le cas des conduites enterrées.

k : Coefficient d'élasticité de l'eau (Pa).

E_m : Module d'élasticité ou module de Young de la conduite de refoulement (**PEHD**) (Pa).

E_s : Module de Young du sol (Pa).

ν_m : Coefficient de poisson du matériau de la conduite de refoulement (0.46 pour le PEHD).

ν_s : Coefficient de poisson du sol entourant la conduite (0.33).

ρ : Masse volumique de l'eau (kg/m³).

e : Epaisseur de la conduite de refoulement (m).

r : Rayon intérieur de la conduite de refoulement (m).

V : Vitesse dans la conduite de refoulement en régime permanent (m/s).

- Le nombre B : qui caractérise le volume d'air du réservoir anti-bélier.

$$B = \frac{V^2 * L * S}{g * H_{abs} * U_0}$$

Avec :

L : Longueur de la conduite de refoulement (m).

S : Section de la conduite de refoulement (m²).

U₀ : Volume d'air du réservoir anti-bélier en régime permanent (m³).

▪ **Calcul des nombres K et A :**

Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Tableau de calcul de K et A							
H_g	mce	135	H₀	mce	145	K	0.1
HMT	mce	149.5	H_{abs}	mce	159.5		
V	m/s	1.5	C	m/s	524	A	0.55
r	m	0.1289					
e	m	0.0286					
ρ	kg/m ³	1000					
k	Pa	2 * 10 ⁹					
E_m	Pa	1.2 * 10 ⁹					
E_s	Pa	2 * 10 ⁸					
v_m	-	0.46					
v_s	-	0.33					

Tableau 045: Résultats de calcul des nombres K et A (méthode de PUECH et MEUNIER)

▪ **Calcul du nombre B et le volume d'air U₀ :**

La valeur de B est déterminée en traçant le **profil en long absolu** de la conduite sur **les abaques PUECH et MEUNIER** appelés **enveloppe des dépressions absolues**, correspondantes aux valeurs de K et A calculées. Enveloppe des dépressions absolues doit passer au-dessus de tout le profil en long avec une pression absolue d'au moins 3 mce, au point le plus défavorable.

Soit le tableau ci-dessous, pour le calcul du profil en long absolu de la conduite de refoulement :

Cote terrain Z (m)	51	87.56	153.45	167.15	186
Distance (m)	0	L/4=800	L/2=1600	3L/4=2400	L=3200
ΔZ	0	36.56	103.45	116.15	135
$\frac{\Delta Z + 10}{H_g + 10} = \frac{P_{\min}}{H_0}$	0.068	0.32	0.78	0.87	1

X/L	0	0.25	0.5	0.75	1
-----	---	------	-----	------	---

Tableau 046: Résultats de calcul du profil en long absolu de la conduite de refoulement

On considère la famille de courbes B pour A=0.55 et K=0.1, nous utiliserons la famille de courbes **K=0** et **A=1**.

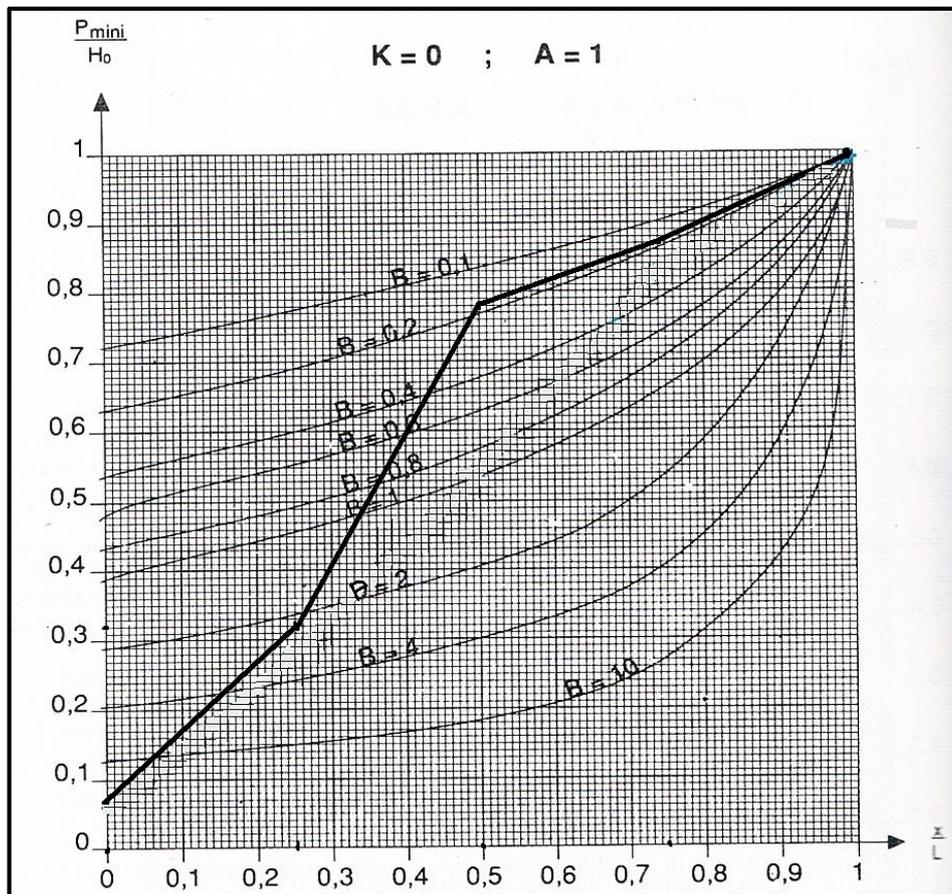


Figure 049: Superposition du profil en long absolu de la conduite de refoulement sur l'enveloppe des dépressions absolues

On remarque que pour **B=0.1**, la conduite est entièrement protégée contre les dépressions absolues et laisse au-dessus du point le plus défavorable du profil (à **3L/4**) une pression absolue de plus de 3m d'eau égale à **5.8mce**. Cette valeur de B nous permet de calculer le volume d'air **U₀** en régime permanent.

Donc en déduit la valeur de **U₀**, de **B** en a :

$$U_0 = \frac{V^2 * L * S}{g * H_{abs} * B}$$

AN :

$$U_0 = 2.40 \text{ m}^3$$

▪ **Calcul de la dépression et le volume d'air maximal U_{max} :**

Le plus grand volume d'air sera pour la plus faible pression au point le plus défavorable dans la conduite (à **3L/4**) et nous lisons sur le graphique (figure 02) :

$$\frac{P_{min}}{H_0} = 0.84 \rightarrow P_{min} = 0.87 * 145$$

$$P_{min} = 121.8 \text{ mce}$$

Donc on a une dépression maximale de **145 – 121.8 = 23.2 mce**

Donc le volume d'air maximal sera :

$$U_{max} = U_0 \left(\frac{H_{abs}}{P_{min}} \right)^{\frac{1}{1.2}}$$

AN :

$$U_{max} = 3 \text{ m}^3$$

▪ **Calcul du volume du réservoir d'air anti-bélier U :**

Dans le cas de la dépression dans la conduite de refoulement, le réservoir d'air doit contenir un certain volume d'eau pour protéger la conduite. Le volume d'eau sera égal à 1/3 du volume d'air maximal (cas de la dépression) :

$$U_{eau} = \frac{1}{3} U_{max}$$

$$U_{eau} = 1 \text{ m}^3$$

Donc le volume du réservoir anti-bélier est :

$$U = U_{eau} + U_{max} = 4 \text{ m}^3$$

▪ **Calcul de la surpression :**

En cas de surpression dans la conduite de refoulement, un diaphragme de diamètre d est équipé à l'entrée du réservoir d'air, qui permet d'amortir la surpression produite.

Le calcul de la pression maximale P_{\max} dans la conduite de refoulement se fait en exploitant l'abaque de **DUBIN et GUÉNEAU** (figure 06) pour $B=0.1$ et $A=1$, qui permet aussi de calculer le diamètre du diaphragme d .

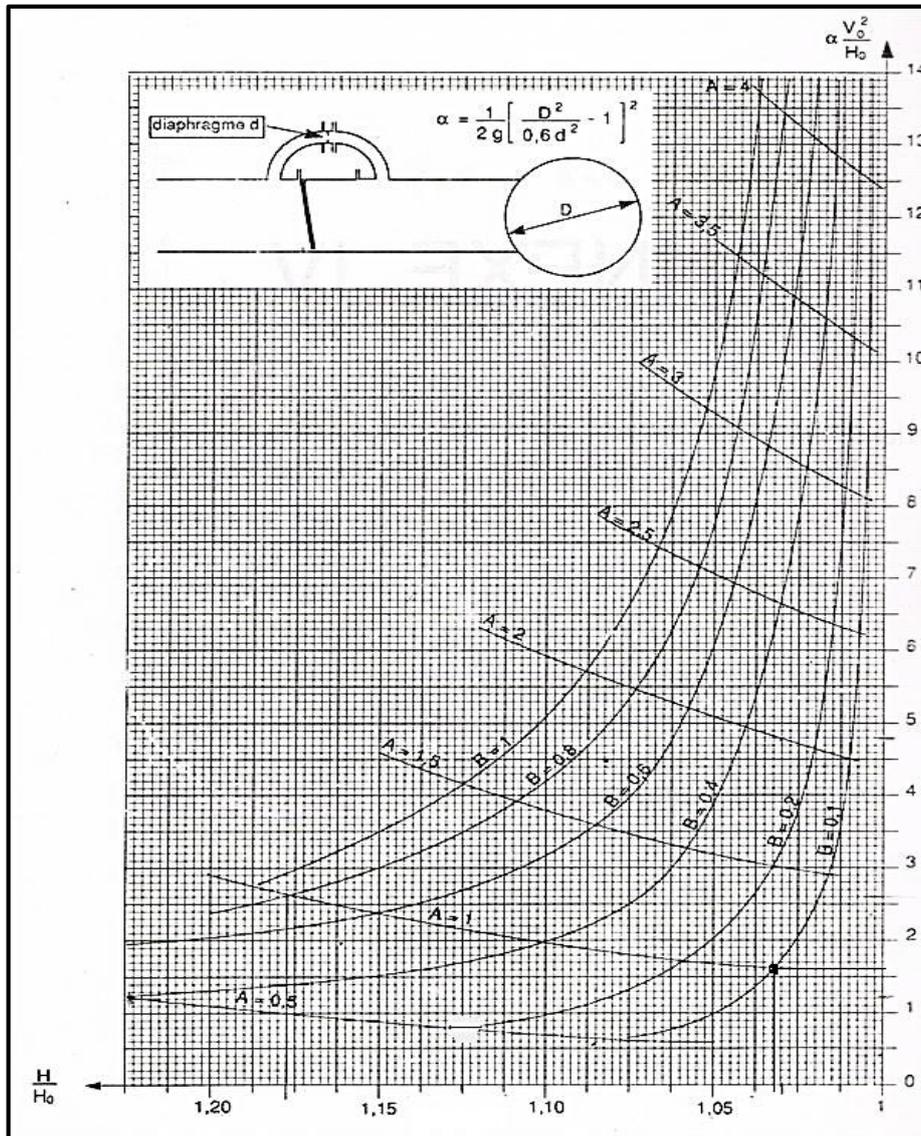


Figure 050: Abaque de Dubin et Guéneau pour le calcul de la surpression

Pour $B=0.1$ et $A=1$ en a :

$$\alpha * \frac{V^2}{H_0} = 1.6 \rightarrow \alpha = 103.11$$

Et :

$$\alpha = \frac{1}{2g} * \left[\frac{D^2}{0.6 d^2} - 1 \right]^2$$

Avec :

D : Diamètre de la conduite de refoulement (m).

d : Diamètre du diaphragme (m).

En trouve :

$$\mathbf{d = 49 \text{ mm}}$$

De l'abaque :

$$\frac{P_{\max}}{H_0} = 1.03 \rightarrow \mathbf{P_{\max} = 149.35 \text{ mce}}$$

Soit une surpression par rapport à la pression statique **H₀** égale à **4.35mce**.

VI.6. Conclusion :

Dans ce chapitre on a abordé le dimensionnement du système de pompage d'eau traitée de la station de dessalement de la commune de Bousmail y compris les pompes d'eau traitée, la conduite de refoulement et le réservoir d'air anti-bélier. En ce qui concerne le choix de la méthode pour le dimensionnement du réservoir d'air anti-bélier, la méthode de PUECH et MEUNIER permet une étude précise de la dépression, contrairement à la méthode de VIBERT qui est valable juste pour les petites installations de pompage.

CHAPITRE VII
IMPACTE DU DESSALEMENT SUR
L'ENVIRONNEMENT

VII.1. Introduction :

Quel que soit le procédé utilisé, toutes les stations de dessalement produisent d'importantes quantités de saumure. Les statistiques parlent de centaines de milliers de tonnes de saumure qui sont rejetées quotidiennement dans la mer depuis des stations de dessalement. Les techniques de dessalement peuvent présenter un risque environnemental lié à ces rejets de saumures hyper-salines effectués à proximité du rivage et qui peuvent également contenir d'autres polluants chimiques, affectant notamment la qualité de l'air atmosphérique, la qualité de l'eau des nappes phréatiques, mais aussi l'écosystème marin dont la faune et la flore.

VII.2. Types de pollution engendrés par le dessalement et leur impact environnemental :

Trois types de pollution peuvent être causés par le dessalement de l'eau de mer :

VII.2.1. La pollution de l'eau due au rejet de saumure dans la mer :

Les saumures rejetées par les stations de dessalement hyper chargées en sels et notamment en produits chimiques utilisés lors du prétraitement de l'eau de mer et le post-traitement de l'eau osmosée ainsi des métaux lourds dus à la corrosion., ont un impact néfaste sur l'écosystème marin et la vie aquatique et notamment la qualité de l'eau de mer et de l'eau des nappes phréatiques. Dans les stations côtières, à savoir les stations par osmose inverse, la pollution de l'eau est le problème principal. Le rejet constant des saumures dans la mer avec des niveaux de salinité peut provoquer un changement durable dans la composition et l'abondance des espèces dans le site du rejet.

Les principaux impacts sur l'environnement marin dus à l'élimination de la saumure provenant des stations de dessalement par osmose inverse sont : l'impact physique, chimiques et biologiques. Ces impacts sont attribués aux paramètres de qualité de la saumure, suivants : salinité, température, acidité/basicité (PH), métaux lourds et produits chimiques résiduels.

▪ L'impact due à la salinité élevée de la saumure :

- Modifications de la stratification de la colonne d'eau par la formation de courants convectifs dus à la différence de densité entre la saumure et l'eau de mer.
- Augmentation de la salinité de l'eau dans la zone de réception ou de mélange.
- Réduit la solubilité de l'oxygène, et donc la teneur en oxygène dissous.
- Mortalité des organismes marins, lorsqu'elle dépasse la tolérance à la salinité des organismes.
- Modifie les taux de photosynthèse, métabolique et de croissance.

▪ **L'impact dû aux métaux lourds et produits chimiques résiduels :**

- Augmente la turbidité de l'eau avec une augmentation des solides en suspension, ce qui affecte la profondeur de pénétration de la lumière.
- Mortalité des organismes marins due à l'intolérance à ces produits chimiques et de ces métaux.
- Modifie les taux métaboliques et de croissance.

Il convient de noter que les impacts de la température et du pH de la saumure sont minimes puisque l'augmentation de température est minimale pour le dessalement par osmose inverse. De plus, la température de la saumure largement rapportée est proche de celle de la température de l'eau d'alimentation, avec une différence maximale de 2°C, ce qui peut provenir de la dissipation de chaleur des pompes haute pression, ainsi que du frottement dans les canaux du module d'osmose inverse.

En ce qui concerne le **PH**, l'eau d'alimentation est légèrement acidifiée pour éviter l'entartrage, et généralement, la saumure est neutralisée avant rejet

Pour le cas des procédés thermique de désalinisation (MSF, MEE, SD,...), l'impact environnemental est similaire à celle du procédé par osmose inverse. Cependant, le rejet de saumure provenant du dessalement thermique pourrait avoir un impact plus important, car il est rejeté à des températures plus élevées par rapport à la température ambiante de l'eau de mer d'alimentation :

- Augmentation de la température du plan d'eau récepteur (eau de mer, eau de nappe).
- Réduire la concentration en oxygène dissous en raison de l'augmentation de la température et de la salinité.
- Augmenter le taux de mortalité des organismes vivants dû au choc thermique

VII.2.2. La pollution de l'air due à l'émission des gaz à effet de serre :

Les émissions de gaz à effet de serre des usines de dessalement sont l'un des impacts environnementaux les plus remarquables. Cela est dû au niveau de consommation d'énergie élevée des usines, notamment les stations **MSF** qui utilisent de l'énergie thermique à partir de la combustion de combustibles fossiles. En raison de la forte consommation d'énergie, l'industrie du dessalement exacerbe la **pollution de l'air** par les émissions de **CO2** (dioxyde de carbone) qui représente le gaz principal de l'effet de serre, avec la présence d'autres gaz.

L'augmentation de leur concentration dans l'atmosphère terrestre est l'un des facteurs à l'origine du **réchauffement climatique**.

VII.3. Conclusion :

L'impact des stations de dessalement sur l'environnement présente une problématique à l'échelle mondiale, vue en premier les volumes d'eaux saumâtres produites chaque année dans divers usines de dessalement dans plusieurs pays ainsi l'émission de gaz à effet de serre.

CONCLUSION GENERALE :

Les besoins en eau potable des agglomérations de la commune de Bousmail que ce soit à court terme pour l'horizon 2025 ou à long terme pour les horizons 2035 et 2040, sont comblées par la réalisation de la station de dessalement monobloc à osmose inverse, qui permet d'approvisionner un volume journalier d'eau potable de **10000 m³** après extension. Ce volume augmenté de la production actuelle des installations d'eau potable de Bousmail ne permet pas de satisfaire tous les besoins de la commune, d'où l'importance d'augmenter la production de la station de dessalement d'au moins **70000 m³** par jour.

Le principal objectif atteint de ce projet est le dimensionnement de la station de dessalement **2x5000 m³/j** après extension, d'où le dimensionnement de tous les systèmes qui entrent en jeu pour la production d'eau potable à partir de l'eau de mer, en commençant de la prise d'eau de mer, le système de prétraitement et le système de dessalement par osmose inverse avec le traitement chimique final, jusqu'au système de pompage d'eau traitée vers le réservoir tampon de Bousmail **20000 m³**.

L'osmose inverse reste toujours le procédé le plus utilisé au monde surtout dans les régions semi-arides et côtières, grâce à leur faible consommation énergétique mais aussi à leur capacité élevée de production. L'inconvénient de cette technique reste au niveau du prétraitement de l'eau de mer appelé aussi traitement préosmose inverse, qui doit être efficace pour but de protéger les membranes sélectives semi-perméables de haute technologie qui permettent non seulement de retenir les ions de sels mais aussi d'éliminer les virus, bactéries et matières organiques résiduelles.

L'impact des stations de dessalement sur l'environnement reste une problématique connue à l'échelle mondiale, liée au rejet de saumure et l'émission de gaz à effet de serre, qu'ont doit bien les gérer afin de protéger le maximum le système écologique.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUE :

- 1) ACHOUR, Bachir. 2007. Calcul des conduites et canaux par la MMR Tome 1- Conduites et canaux en charge. LARHYSS.
- 2) AIMAR, Pierre, Patrice BACCHIN, et Alain MAUREL. 2010a. Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) - Aspects théoriques : mécanismes de transfert. Technique de l'ingénieur. J2789.
- 3) AIMAR, Pierre, Patrice BACCHIN, et Alain MAUREL 2010 b. Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) - Aspects théoriques perméabilité et sélectivité. Technique de l'ingénieur. Vol. v2. J2790.
- 4) Al-Mutaz, Ibrahim. 2008. MODELING OF MEMBRANE FOULING AND FLUX DECLINE IN REVERSE OSMOSIS DESALINATION PLANTS, 2008, King Saud University édition.
- 5) BLAZY, Pierre, El-Aïd JDID, et Jean-Luc BERSILLON. 1999. Décantation - Aspects théoriques. Technique de l'ingénieur. J3450.
- 6) Curto, Domenico, et Vincenzo Franzitta. 2021. A Review of the Water Desalination Technologies. MDPI.
- 7) DANIS, Patrick. 2008. Dessalement de l'eau de mer. Technique de l'ingénieur. J2700.
- 8) Desjardins, Raymond. 1997. Le traitement des eaux 2eme édition. Ecole polytechnique de montréal.
- 9) Elsaid, Khaled, Mohammed Kamil, et Enas Taha Sayed. 2020. Environmental impact of desalination technologies : A review, 2020, ELSEVIER édition.
- 10) REMIGY, Jean-Christophe, et Sandrine DESCLAUX. 2007. Filtration membranaire (OI, NF, UF) - Présentation des membranes et modules. Technique de l'ingénieur. W4090.
- 11) TAIBI, Sarah. 2015. ETUDE DES PERFORMANCES DE LA STATION DE DESSALEMENT DES EAUX DE MER PAR OSMOSE INVERSE DE FOUKA WILAYA DE TIPAZA. MFE, Ecole National Supérieur d'Hydraulique.
- 12) Voutchkov, Nikolay. 2017. Pretreatment for reverse osmosis desalination. ELSEVIER.
- 13) YUCEF, Sara. 2015. Contribution à l'étude de l'effet du sol sur le coup de bélier. Master, Ecole National Supérieur d'Hydraulique.

