

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE
ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DE L'HYDRAULIQUE
ARBAOUI Abdellah

Département spécialités

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME
D'INGENIEUR D'ETAT EN HYDRAULIQUE

Spécialité : Conception des systèmes d'Alimentation en Eau Potable

THEME

**Dimensionnement d'une station de dessalement
par osmose inverse dans la ville de Ouargla**

Présenté par :
M^{elle} BOUKEMIDJA
Sarah

Promotrice :
M^{me} AMMOUR
Fadhila

Devant le jury composé de :

Président: M^r T. KHETTAL

Examineurs: M^r A. AYADI
M^r O. KHODJET-KESBA
M^r M. BACHIR-CHERIF
M^{me} N. ZENDAGUI

07 Juillet 2007



A la mémoire de mon cher Père

A ma chère Maman

A mes frères Amine et Idriss

A ma chère nièce Hala

A mes grands Parents

A mes oncles

A mes tantes

A mes amis de l'ensh

Remerciements

- *Louange à Allah, Le Tout Puissant, Le Clément, Le Miséricordieux pour le courage qui m'a accordée, aide et bénédictions.*
- *J'exprime mes profonds remerciements à ma promotrice, Mme AMMOUR, pour l'aide compétente qu'elle m'a apportée, pour sa patience et son encouragement à finir ce travail. Son œil critique m'a été très précieux pour structurer le travail et pour améliorer sa qualité.*
- *Mes remerciements s'adressent aux membres du Jury qui me font l'honneur de participer à la soutenance.*
- *Ensuite je tiens à remercier Monsieur TOUIL Youcef pour m'avoir aidé et m'avoir transmis les connaissances appropriées.*
- *Mes remerciements les plus sincères s'adressent également à ma Mère qui m'a toujours poussée et motivée dans mes études. Ce mémoire représente l'aboutissement du soutien et des encouragements qu'elle m'a prodigués tout au long de ma scolarité.*
- *J'exprime toute ma gratitude à mon oncle HAMIDI Mustapha pour son enthousiasme, sa disponibilité et sa serviabilité.*
- *Je tiens aussi à remercier toute personne ayant contribué à l'élaboration de ce mémoire de près ou de loin.*
- *Enfin, ces remerciements ne seraient pas complets sans mentionner tous les enseignants qui ont contribué à ma formation.*

ملخص

تهدف هذه الدراسة إلى هيكلية وحدة تحلية المياه الأجاج بطريقة الأسموز العكسي, و ذلك من أجل إمداد مدينة ورقلة بالمياه الصالحة للشرب. نظراً لمشاكل الاختلال المصادفة في هذه التقنية, قمنا بوضع عدد من الاقتراحات التنظيمية لضمان السير الحسن لهذه الوحدة و إنتاج مياه شروب ذات نوعية جيدة.

Résumé

L'objectif de cette étude est le dimensionnement d'une installation de déminéralisation des eaux saumâtres par osmose inverse, en vue de l'alimentation en eau potable de la ville de Ouargla.

Suite aux problèmes de dysfonctionnements rencontrés dans ce type de procédé, nous avons envisagé des recommandations en matière de gestion pour assurer le bon fonctionnement de l'unité et la production d'une eau potable de bonne qualité.

Abstract

The purpose of this study is the dimensioning of salty water demineralisation station of Ouargla City by using reverse osmosis process.

As a result of dysfunction's problems encountered in this kind of process, we have proposed several management recommendations in order to ensure the unit best performance and to produce a good quality drinking water.

SOMMAIRE

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

Chapitre I : Les ressources en eau en Algérie

I-1- Introduction	2
I-2- La problématique de l'eau	2
I-3- Situation de l'Algérie.....	3
I-4- Disponibilités en eau en Algérie	3
I-4-1- Les ressources en eau de surface	4
I-4-2- Les ressources en eaux souterraines	4
I-4-3- Les eaux de mer et les eaux saumâtres	7
I-5- L'expérience Algérienne en matière de dessalement	7

Chapitre II : Présentation de la région de Ouargla

II-1- Introduction	12
II-2- Situation géographique	12
II-3- Présentation climatique	12
II-3-1- La température.	13
II-3-2- La pluviométrie	13
II-3-3- L'humidité	13
II-4- Etude géologique	14
II-5- Géomorphologie	14
II-6- Hydrologie	14
II-7- Hydrogéologie	15
II-7-1- Nappe du continental intercalaire (Albien)	15
II-7-2- Nappe du complexe terminal.....	16
II-7-3- Nappe quaternaire.....	16
II-8- Qualité des eaux	16

Chapitre III : Généralités et classification des procédés de dessalement

III-1- Introduction.....	17
III-2- Historique du dessalement.	18
III-3- Classification des différents procédés de dessalement.....	19
III-3-1- Distillation..	20
III-3-2- Congélation	24
III-3-3- L'échange d'ions	24
III-3-4- L'électrodialyse	26
III-3-5- L'osmose inverse	27
III-4- Choix d'un procédé de dessalement	28

Chapitre IV : Procédé d'osmose inverse

IV-1- Introduction.....	31
IV-2- Domaines d'utilisation de l'osmose inverse.....	31
IV-3- L'osmose inverse à travers le monde	32
IV-4- Description d'une filière de traitement des eaux par osmose inverse	33
IV-5- Choix d'un module d'osmose inverse	33
IV-5-1- Module tubulaire.....	34
IV-5-2- Module à fibres creuses	35
IV-5-3- Module plan.....	35
IV-5-4- Module spiralé	36
IV-6- Choix d'une membrane	38
IV-6-1- Membranes organiques.....	39
IV-6-2- Membranes minérales	40
IV-6-3- Membranes composites	41
IV-7- Pompe haute pression	42
IV-8- Poste de prétraitement.....	42
IV-9- Système de récupération d'énergie	43
IV-10- Calcul d'une installation d'osmose inverse	44
IV-10- 1- Débit d'eau	44
IV-10- 2- Débit de sels	44
IV-10- 3- Taux de conversion.....	45
IV-10- 4- Passage des sels.....	45

IV-10- 5- Taux de rétention ou de rejet (sélectivité).....	46
IV-11 - Mécanisme de transfert.....	46
IV-12- Flux du solvant et de soluté.....	47
IV-12-1- Influence de la pression efficace sur le taux de rejet.....	47
IV-12-2- Influence de la pression efficace sur le flux de solvant	48
IV-13- Mise en œuvre –Arrangements d’une installation d’osmose inverse.....	48
IV-14- Influence de la température	51
IV-15- Choix de la pression de fonctionnement	51
IV-16- Avantages et les inconvénients de l’osmose inverse	52

Chapitre V: Dimensionnement de la chaîne de prétraitement

V-1- Introduction	53
V-2- Les étapes de prétraitement.....	53
V-2-1- Filtration sur sable	53
V-3- Calcul du filtre à sable	56
V-3-1- Calcul de la perte de charge	56
V-3-2- Calcul de la surface filtrante	57
V-4- Microfiltration	57
V-5- La désinfection	59
V-6- Décarbonatation à l’acide	59
V-7- Inhibiteur d’entartrage	59
V-8- L’ajout d’agent chélatant	59
V-9- Déchloration	59
V-10- Rinçage automatique	60
V-11- Nettoyage des membranes d’osmose inverse	60
V-12- Description du schéma de fonctionnement de l’installation.....	61

Chapitre VI : Dimensionnement de l'installation de déminéralisation

VI-1- Introduction.....	62
VI-2- Facteurs influençant le dimensionnement	63
VI-3- Emplacement des perméateurs B9 dans l'installation	67
VI-4- Caractéristiques de l'eau brute d'Ifri Gara	68
VI-5- Calcul du nombre de perméateurs	69
VI-6- Calcul des conversions	76
VI-6-1- Arrangement 2/1	76
VI-6-2- Arrangement 3/2.....	81
VI-6-3- Arrangement 5/3	85
VI-7- Prévision de qualité d'eau osmosée	89
VI-7-1- Calcul de la qualité de l'eau produite	89
VI-7-2- Interprétation des résultats	96
VI-8- Equations de dilution	97

Chapitre VII : Evaluation du prix d'un mètre cube d'eau dessalée

VII-1- Introduction.....	98
VII-2- Coûts de l'eau dessalée et ordres de grandeur.....	98
VII-3- Prix de revient du mètre cube d'eau dessalée	99
VII-4- Estimation du prix de revient	102
VII-4-1- Frais d'investissement	102
VII-4-2- Frais d'exploitation	103
VII-4-3- Charges financières	103
VII-4-3- Prix du mètre cube d'eau dessalée	104

Chapitre VIII : Dysfonctionnements des stations de dessalement

VIII-1- Introduction	105
VIII-2- Entartrage.....	105

VIII-2-1- Théorie de l'entartrage.....	106
VIII-2-2- Principaux dépôts de tartre rencontrés en dessalement.....	109
VIII-2-3- Influence des tartres sur les installations	110
VIII-2-4- Méthodes de lutte contre l'entartrage.....	110
VIII-3- Corrosion	114
VIII-3-1- Mécanismes de la corrosion	114
VIII-3-2- Principaux types de corrosion	116
VIII-3-3- Facteurs de corrosivité d'une eau	116
VIII-3-4- Les conséquences de corrosion	117
VIII-3-5- Méthodes de lutte contre la corrosion	118
VIII-4- Colmatage	121
VIII-4-1- Polarisation de la concentration	121
VIII-4-2- Principe du colmatage.....	121
VIII-4-3- Facteurs influençant le colmatage des membranes	123
VIII-4-4- Conséquences du colmatage	125
VIII-4-5- Méthodes de lutte contre le colmatage.....	125
VI-4-6- Lavages chimiques	127
Conclusion générale	128
Bibliographie	
Sitographie	
Annexe	

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1- Répartition des eaux de surface.....	4
Tableau I-2- Répartition spatiale des eaux souterraines du nord du pays.....	5
Tableau I-3- Pourcentages d'exploitation des nappes du sud.....	6
Tableau I-4- Les installations de dessalement de 1971 à 1981.....	8
Tableau I-5- Unités de dessalement du programme 2002-2003.....	9
Tableau I-6- Unités de dessalement réalisées par Hydro traitement.....	10
Tableau I-7- Le programme de réalisation d'unités de dessalement d'eau de mer à l'horizon 2009.....	11
Tableau II-1- Evaluation de la température de l'année 2004.....	13
Tableau II-2- Evaluation de la pluviométrie de l'année 2004.....	13
Tableau II-3- Variation de l'humidité de l'année 2004.....	13
Tableau III-1- Valeurs moyennes de la minéralisation de l'eau des mers et des océans	17
Tableau III-2- Volumes d'eau dessalée par les pays arabes	19
Tableau III-3- Situation mondiale des procédés de dessalement de 1969 à 1989.....	30
Tableau IV-1- Réalisations de l'osmose inverse à travers le monde.....	32
Tableau IV-2- Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse.....	37
Tableau IV-3- Avantages et inconvénients des membranes organiques.....	40
Tableau IV-4- Avantages et inconvénients des membranes minérales.....	41
Tableau VI-1- Stations de déminéralisation projetées par l'ADE.....	62
Tableau VI-2- Composition chimique moyenne des eaux brutes	68
Tableau VI-3- Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 2/1	91
Tableau VI-4- Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 3/2	93
Tableau VI-5- Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 5/3	95
Tableau VI-6- Résultats obtenus pour les 3 arrangements... ..	96
Tableau VII-1- Coût des installations	98
Tableau VII-2- Composition du coût d'un mètre cube d'eau dessalée... ..	99
Tableau VIII-1- Variation de la température de précipitation pour chaque forme de précipité.....	110

LISTE DES FIGURES

Figure III-1 : Distillation par longs tubes verticaux.....	22
Figure III-2 : Distillation par thermo compression	23
Figure III-3 : Schéma d'un électrodialyseur.....	26
Figure III-4 : Schéma d'un système de dessalement par osmose inverse	28
Figure III-5 : Salinité de l'eau à traiter en mg/l.....	28
Figure IV-1 : Schéma d'une filière de traitement par osmose inverse.....	33
Figure IV-2 : Schéma de principe d'un module tubulaire.....	34
Figure IV-3 : Schéma de principe d'un module à fibres creuses.....	35
Figure IV-4 : Schéma de principe d'un module plan.....	35
Figure IV-5 : Schéma d'un module spiralé.....	36
Figure IV-6 : Schéma de récupération directe de l'énergie.....	43
Figure IV-7 : Schéma de récupération indirecte de l'énergie.....	43
Figure IV-8 : Influence de la pression sur le passage de sels.....	45
Figure IV-9 : Schéma de filtration tangentielle.....	46
Figure IV-10 : Schéma d'un système de dessalement discontinu à recyclage.....	49
Figure IV-11 : Schéma d'un système de dessalement discontinu sans recyclage.....	49
Figure IV-12 : Schéma de montage en série-rejet.....	50
Figure IV-13- Schéma de montage en série production.....	51
Figure V-1- Filtre à sable.....	54
Figure V-2- Perte de charge dans le milieu filtrant.....	55
Figure V-3- Schéma de fonctionnement de l'installation.....	61
Figure VIII-1 : Réactions de précipitation	106
Figure VIII-2 : La sursaturation.....	107
Figure VIII-3 : Zone de métastabilité.....	108
Figure VIII-4 : Cinétique de précipitation d'un composé entartrant type.....	109
Figure VIII-5 : Scénarios de colmatage d'une membrane.....	122
Figure VIII-6 : Formation d'un biofilm.....	123

INTRODUCTION GENERALE

L'eau est devenue ces dernières années un sujet de préoccupation à l'échelle planétaire. Cette ressource indispensable et irremplaçable est particulièrement mal répartie, la demande croissante en eau par l'industrie, l'agriculture et à des fins domestiques, a entraîné un appauvrissement des ressources en eau.

Les risques d'appauvrissement des ressources en eau imputables à d'éventuels changements climatiques dans le sens d'une aridification, sont à prendre sérieusement en compte, d'autant que la pression exercée sur ces ressources ne cessera de s'amplifier.

L'Algérie se situe parmi les pays les plus pauvres en matière de potentialités hydriques, soit en dessous du seuil théorique de rareté fixé par la Banque Mondiale à 1000 m³ par habitant et par an.

Cette situation liée à la faiblesse de la ressource, aggravée par la sécheresse, impliquera inévitablement des conflits entre les différents utilisateurs, la rareté de ressources renouvelables rend incontournable le recours aux eaux non conventionnelles, sous ce terme on entend le dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres et la réutilisation des eaux usées épurées.

Le marché de dessalement, hier dominé par la distillation, est aujourd'hui à plus de 50% par osmose inverse. Les progrès et les atouts de cette technique ont réduit les coûts de l'eau dessalée, ce qui explique le choix d'un tel procédé.

Cependant, il s'est avéré que les exploitants des installations de dessalement, ne disposaient pas de données suffisantes sur les conditions d'exploitation, ce qui mène à des problèmes de dysfonctionnement qui ont des conséquences directes sur la qualité de l'eau produite.

A travers cette étude, nous avons effectué le dimensionnement d'une unité de déminéralisation des eaux saumâtres par osmose inverse, pour couvrir, en partie, les besoins en eau potable de la ville de Ouargla. Nous essayerons par la suite d'estimer le coût du m³ d'eau déminéralisée.

Enfin, nous exposerons les principaux problèmes rencontrés dans ce type d'unités et les mesures à prendre pour pallier à cela.

Chapitre I :

Les ressources en eau en Algérie

I-1- Introduction :

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

I-2- La problématique de l'eau :

La problématique de l'eau est indissociable du développement durable dans la mesure où l'eau doit permettre de répondre aux besoins des générations actuelles sans hypothéquer, par des effets peu ou non réversibles, la capacité des générations futures à satisfaire les leurs. Pour des raisons climatiques, les zones arctiques et tropicales se partagent 98% des eaux qui circulent sur l'ensemble des terres émergées, alors que les zones arides et semi-arides ne disposent que des 2% restants.

On estime que la ressource en eau dans le monde est 40.000 milliards de m^3 pour une population de 6 milliards de personnes en l'an 2000, soit $6800 m^3$ /habitant.

Cette disponibilité est différenciée d'un pays à un autre (exemple $360000 m^3$ /habitant pour le Congo, $23 m^3$ /habitant pour Djibouti et $630 m^3$ /habitant pour l'Algérie). On apprécie la rareté de l'eau dans un pays par rapport à des seuils qui sont estimés dans la littérature de l'eau à $1000 m^3$ /habitant (seuil de tension ou water stress) et $500 m^3$ /habitant (pénurie absolue ou water scarcity).

Si la disponibilité en eau de l'Algérie est considérée comme faible, elle reste dans le même ordre de grandeur que celle des autres pays du Sud de la Méditerranée et en tout cas bien plus importante que celle de Malte ($85 m^3$ /habitant en 1990 et $69 m^3$ /habitant en 2020). [18]

I-3- Situation de l'Algérie :

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

L'Algérie, faisant partie de ces pays, avec sa superficie de 2,381.741 km² est divisée en 48 wilayas (départements), dont près de 80% du territoire représente une zone désertique. Les ressources en eau dépendent du climat sont donc peu abondantes, irrégulières et localisées dans la bande côtière, l'apport total de précipitations serait de l'ordre de 100 milliards m³ d'eau par an. Elles correspondent globalement à 12.4 milliards de m³ pour les eaux de surface et 2.8 milliards de m³ d'eaux souterraines dont 800 millions de m³ dans le Sud (ressources en eau renouvelables).

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

I-4- Disponibilités en eau en Algérie :

L'Algérie connaît depuis plus d'une vingtaine d'années une sécheresse sévère et persistante, avec des ressources en eau évaluées à moins de 20 milliards de m³ et pour une population de 30 millions d'habitants, la disponibilité en eau par habitant et par an est aujourd'hui de 500 m³.

Du fait de la pression démographique, cette disponibilité ne sera plus que de 430 m³ par habitant en 2020. La demande en eau douce, croît chaque année de 4 à 5% tandis que les ressources naturelles diminuent. La rareté de ressources renouvelables rend inévitable le recours aux eaux non conventionnelles. Sous ce terme on entend la régénération des eaux usées, les transferts d'eau, le dessalement de l'eau de mer et la déminéralisation des eaux saumâtres. [1]

I-4-1- Les ressources en eau de surface :

Les écoulements de surface avaient été estimés pendant la période coloniale à 15 milliards de m³ (XIX^{ème} Congrès géologique international ALGER – 1952) pour les bassins tributaires de la Méditerranée (123000 km²), c'est-à-dire sans tenir compte des bassins qui dépendent des chotts. Dans les dernières études menées dans le cadre du Plan National de l'eau par l'Agence Nationale des Ressources Hydriques (ANRH) et de la Direction des Grands Aménagements Hydrauliques (DGAIH) et qui intègrent des années de sécheresse, les ressources en eau de surface sont évaluées à 12.4 milliards de m³ répartis par bassin hydrographique selon le tableau suivant :

Tableau I-1 : Répartition des eaux de surface

Bassin hydrographique	Oranie Chott Chergui	Cheliff Zahrez	Algérois Soummam Hodna	Constantinois Seybouse Mellègue	Sud	Total
Ressources pot. (hm³/an)	1025	1840	4380	4500	600	12,34
Pourcentage (%)	8,7	15,7	37,3	38,3	0,48	100.0

Les débits sont irréguliers dans l'année avec des étiages souvent nuls et des crues de courtes périodes mais violentes, causant une érosion à l'amont et des inondations à l'aval. Avec une irrégularité interannuelle. [2]

I-4-2- Les ressources en eaux souterraines :

A) Dans le Nord du pays :

Les eaux souterraines ont été évaluées par les services techniques de l'ANRH et la DGAIH dans le cadre du Plan nationale de l'eau à environ 1,9 milliard de m³. Ces ressources qui sont relativement plus faciles à mobiliser, sont aujourd'hui exploitées à plus de 90%; beaucoup de nappes sont même dans un état de surexploitation critique.

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

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

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

Bassin hydrographique	Oranie chott chergui	Cheliff Zahrez	Algérois Soummam Hodna	Constantinois Seybouse Mellègue	Total
Ressources pot. (hm³/ an)	375	231	745	543	1894
Total (%)	19.7	12.2	39.2	28.9	100

Si on peut considérer que l'évaluation des potentialités en eau souterraines (1,8 à 2 milliards de m³) est déjà faite, il reste que la connaissance de cette ressource est à parfaire. Pour ce qui est d'abord de l'évaluation, elle est basée selon l'ANRH sur des études de modèles, de bilans ou simplement sur la relation pluie-infiltration. A l'inverse des ressources en eau souterraines situées dans le Sud, les réservoirs du Nord du pays sont renouvelables, ils concernent au total 126 nappes principales. Les nappes ayant fait l'objet d'une modélisation sont au nombre de huit (8) et représentent 35% du potentiel des eaux souterraines de l'Algérie du Nord.

Il s'agit des nappes du plateau de Mostaganem (27 hm³), de la plaine de Ghris (70 hm³), de la plaine de Sidi Bel Abbés (44 hm³), du Chott Chergui (42 hm³), de la plaine d'Ain Oussera (27 hm³), de la Mitidja (310 hm³), du Hodna (110 hm³) et de la plaine de Annaba (32 hm³).

Vingt trois (23) nappes ont fait l'objet d'études hydrogéologiques et représentent 25 % du potentiel des eaux souterraines. Enfin, pour 38 % des ressources en eau souterraines, l'évaluation n'est que très approximative (évaluation par la méthode pluie-infiltration). Quarante vingt deux (82) nappes ont fait l'objet de ce type d'évaluation et certaines d'entre elles ont un potentiel de plus de 50 hm³.

B) Dans le Sud du pays :

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

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

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

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

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

Source [2]

I-4-3- Les eaux de mer et les eaux saumâtres :

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

Avec un littoral de 1200 Km, la ressource est pratiquement inépuisable ;

La population ainsi que les industries grandes consommatrices d'eau se trouvent à proximité de la mer, ce qui réduit davantage les prix de revient du m³ d'eau dessalée;

Le domaine de dessalement de l'eau de mer a connu ces dernières années une avancée technologique remarquable grâce au développement des différents procédés;

La disponibilité de la ressource énergétique ou la combinaison de sa production;

Le coût du m³ d'eau dessalée est en nette régression alors que le coût du m³ d'eau conventionnelle est en nette progression .

Ce sont les avantages qui ont rendu le recours aux ressources non conventionnelles de plus en plus favorable.

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

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

En 1964, trois petits blocs de 8 m³/h chacun ont été installés au complexe Gaz liquéfié d'Arzew. En 1969, une autre installation a vu le jour à Arzew d'une capacité de production de 4560 m³/j. Dès lors de nombreuses installations de dessalement et de déminéralisation ont été mises en place avec les nouveaux complexes. Il y a également quelques installations au sud qui sont destinées à fournir de l'eau de qualité pour la consommation humaine dans les bases pétrolières.

Au départ et avec l'inauguration de l'unité d'osmose inverse de Mostaganem 57600 m³/j était l'installation la plus importante au monde. [19]

Tableau I-4 : Les installations de dessalement de 1971 à 1981

Site	Nombre d'unité	Débit m ³ /j	Procédé	Mise en service
Skikda	1	1440	Flash	1971
Skikda	2	720	Flash	1971
Skikda	-	1440	Echangeur d'ions	1971
Annaba	2	960	Echangeur d'ions	1971
Annaba	2	3600	Echangeur d'ions	1973
Ghazaouet	1	840	Echangeur d'ions	1974
Arzew	6	3888	Electrodialyse	1975
Arzew	-	960	Echangeur d'ions	1975
Hassi Messaoud	6	1000	Electrodialyse	1975
Hassi Messaoud	2	110	Electrodialyse	1976
Gassi Touil	1	55	Electrodialyse	1977
Arzew	1	350	Thermo compression	1978
Annaba	3	14180	Multiflash	1978
Hassi Messaoud	2	350	Electrodialyse	1978
Bel Abbés	-	1500	Echangeur d'ions	1978
Haoud Berkaoui	1	55	Electrodialyse	1979
Hassi Messaoud	2	300	Electrodialyse	1979
Rhod El Baguel	1	25	Electrodialyse	1979
Arzew	1	960	Multiflash	1979
Annaba	-	144	Echangeur d'ions	1979
Annaba	2	576	Echangeur d'ions	1979
Bassi Rmel	-	792	Osmose inverse	1979
Annaba	1	6240	Echangeur d'ions	1980
Ghardaïa	-	960	Osmose inverse	1980
Arzew	1	960	multi flash	1980
Mostaganem	-	57600	Osmose inverse	1980
Rhod El Baguel	2	300	Electrodialyse	1981
Biskra	-	864	Osmose inverse	1981
Annaba	1	1800	Echangeur d'ions	1981
Reghaïa	-	160	Echangeur d'ions	1982

Avec la croissance démographique et les besoins en eau qui augmentent et par le développement technologique des procédés, les débits de production ont augmenté à leur tour. Un programme d'urgence (2002-2003) repose sur l'installation de 21 stations monoblocs de dessalement d'eau de mer, de capacité moyenne (2500 m³/j à 5000 m³/j) à travers 6 wilayas :

Skikda (10 000 m³/j), Tizi ousou (Tigzirt 2 500 m³/j), Boumerdes (Corso 5 000 m³/j), Alger (30000 m³/j), Tipaza (Bou Ismail 5 000 m³/j) et Tlemcen (Ghazaouete 5 000 m³/j).

Dans ce cadre, un marché a été signé avec deux entreprises LINDE-KCA (Allemagne) et Hydro-Traitement (Algérie) pour l'acquisition, installation et exploitation pour une année de 8 stations monoblocs de dessalement d'eau de mer.

Tableau I-5 : Unités de dessalement du programme 2002-2003

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

11 stations d'une capacité globale de 35 000 m³/j ont été réalisées et sont en cours d'exploitation par L'entreprise Hydro-Traitement.

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

- Reghaia (2*2 500 m³/j) d'Alger vers les Dunes.
- Skikda (3 000 m³/j) vers Bousfer.
- Bateau cassé 3(2 500 m³/j) d'Alger vers Bousfer.

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

- Bateau Cassé 2 et Ain Benian 3(2*2 500 m³/j) d'Alger vers le site Bouzedjar.
- Bateau Cassé 1 et Cap Caxine (2*2 500 m³/j) d'Alger vers le site Chatt El Ward.

Tableau I-6 : Unités de dessalement réalisées par Hydro-Traitement

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

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

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

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

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

L'entreprise Américaine Ionics associée à l'AEC Algerian Energy Compagny a pris en charge la construction et la gestion de l'unité de dessalement du Hamma à Alger. La station en question, qui est la plus importante de la capitale, est d'une capacité de 200 000 m³/j et est financée, en partie, par l'AEC en partenariat avec Ionics et réalisée par l'entreprise égyptienne Orascom Construction Industries (OCI). [3]

Une autre station est programmée à Douaouda, dans la Wilaya de Tipasa, et sera réalisée dans le même cadre. D'une capacité de 100 000 m³/j, la production sera répartie en moitié entre Alger et les communes limitrophes de la wilaya de Tipasa.

Ces réalisations permettront à la wilaya d'Alger de bénéficier de 260 000 m³/j d'eau de dessalement ce qui représente pour l'horizon 2009 le tiers des besoins de la wilaya.

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

Tableau I-7 : Le programme de réalisation d'unités de dessalement d'eau de mer à l'horizon 2009 : [20]

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

Chapitre II :

Présentation de la région de Ouargla

II-1- Introduction :

Les ressources en eau souterraines au Sahara sont essentiellement constituées par :

- Les eaux renouvelables localisées dans les inféro-flux du versant sud des Aurès (région Nord de Biskra), du Hoggar-Tassili à l'Est et de la région de Béchar-Tindouf à l'Ouest ;
- Les eaux non renouvelables représentées par les deux grands réservoirs des deux bassins sédimentaires : le Complexe Terminal et le Continental Intercalaire.

II-2- Situation géographique :

La wilaya de Ouargla se situe au sud Est du pays à 800 km de la capitale, elle couvre une superficie moyenne de 99000 ha, les limites administratives sont :

- A l'est, la wilaya d'EL Oued et les frontières Algéro-Tunisienne ;
- Au nord-ouest la wilaya de Djelfa ;
- Au sud-est, la wilaya d'Illizi ;
- Au nord-est, la wilaya d'El Oued ;
- Au sud-ouest, la wilaya de Tamanrasset ;
- A l'ouest, la wilaya de Ghardaïa.

Les coordonnées géographiques de la région sont :

- Altitude moyenne 134 m ;
- Latitude 31° 58' Nord ;
- Longitude 5° 20' Est.

La grande cuvette de Ouargla est marquée par une dépression naturelle importante, elle se situe dans le prolongement du bassin versant du Sahara septentrional limité au nord par l'Atlas saharien, au sud par les plateaux de Tademaït, à l'est par le grand Erg oriental et à l'ouest par le grand Erg occidental. [4]

II-3- Présentation climatique :

Le climat de Ouargla est de type saharien aride, une forte évaporation, une pluviométrie faible voire générée souvent par des orages donnent parfois de fortes intensités.

II-3-1- La température :

La température à Ouargla se caractérise par des amplitudes avec des valeurs très élevées en été.

Tableau II-1- Evaluation de la température de l'année 2004

Mois	Sep	Oct	Nov	Déc	Jan	Fèv	Mar	Avr	Mai	Jui	Juil	Aou
T(°C)	29,8	23,4	16,6	12,0	11,2	13,4	17,1	21,7	26,3	31,5	34,3	33,6

Source [5]

II-3-2- La pluviométrie :

D'une manière générale, la pluviométrie est très faible. On s'aperçoit que la période la plus pluvieuse se situe entre Octobre et Avril.

Tableau II-2- Evaluation de la pluviométrie de l'année 2004

Mois	Sep	Oct	Nov	Déc	Jan	Fèv	Mar	Avr	Mai	Jui	Juil	Aou
P (mm)	0,4	5,5	6,3	7,4	5,5	2,7	4,4	5,9	1,3	0,4	0,0	0,2

Source [5]

II-3-3- L'humidité :

D'après les données représentées sur le tableau suivant, la moyenne la plus forte de l'humidité est celle du mois de Décembre, tandis que la plus faible est celle de Juillet.

Tableau II-3- Variations de l'humidité de l'année 2004

Mois	Sep	Oct	Nov	Déc	Jan	Fèv	Mar	Avr	Mai	Jui	Juil	Aou
H (%)	45,1	54,2	61,1	66,8	65,6	57,4	51	44	39,7	35,9	32,3	34,9

Source [5]

II-4- Etude géologique :

Le relief de Ouargla se constitue de roches sédimentaires, alluvions et colluvions dérivées de différents types de roches :

- Des marnes jaunâtres, plus ou moins gréseuses, salées ou gypseuses, c'est le paysage des sebkhas ;
- Du calcaire jaunâtre ou ocre, gréseux ou marneux caractérise le paysage de reg et terrasse de calcaire marneux ;
- Des argiles sablonneuses rouges à ocres salées et gypseuses rappellent le paysage de Daya et l'Oued ;
- Les sables éoliens mobiles, c'est le paysage des dunes.

II-5- Géomorphologie :

La géomorphologie est l'étude des formes du relief terrestre, dont la région de Ouargla est caractérisée par :

- Une formation dunaire composée de sables fins qui peuvent atteindre 150 m occupant la plus grande partie de la région ;
- Les terrains de chotts et sebkhas, qui représentent des zones basses de vallées, d'une superficie de plus de 4000 hectares ;
- Les zones correspondant aux dépôts alluviaux destinés à la culture de palmeraies. [4]

II-6- Hydrologie :

Le réseau hydrographique traversant la région est constitué des oueds suivants :

- Au nord ouest : Oued N'sa présente des crues considérables à partir des fréquences de trois ans. Dont le bassin versant couvre une superficie de 4100 km² et une longueur de 175 km, il reçoit divers effluents dont les plus importants sont : le Ballouh et le Soudou qui arrosent l'oasis de Beriane ;
- Au sud : Oued Mya qui est une création d'une ligne de talweg de Hoggar, traversant en long la cuvette en passant par la vallée de Oued Righ à travers Chegga pour aboutir à Melghir, d'après les études historiques cet oued n'arrive à la cuvette de Ouargla que pour des crues de périodes de retour dépassant les 100 ans ;

- A l'ouest : Oued M'zab et Metlili dont la superficie du bassin est d'environ 5000 km², prend la direction ouest-est sur une distance de 350 km de la région de Botma Rouila à une altitude de 750 m jusqu'à sebkha Safioune d'une altitude de 104 m, le cheminement des eaux se fait par infiltration vers la cuvette durant les périodes de crues décennales ;
- Au sud, l'oued Mya, créant dans le temps la grande ligne de talweg de la région de Tademaït, traverse en long la cuvette et s'achemine vers la vallée de Oued Righ et passant par Chegga pour aboutir à la zone des chotts (Chott Melghir). [4,21]

II-7- Hydrogéologie :

Les eaux souterraines représentent la principale ressource hydrique de la région, réparties en trois nappes différentes :

II-7-1- Nappe du continental intercalaire (Albien) :

Cette nappe couvre le Sahara septentrional, contenue dans les argiles sableuses et les grès du continental intercalaire et constitue un très grand réservoir, avec un sens d'écoulement du sud vers le nord par les infiltrations des eaux de l'Atlas Saharien et suralimenté par les eaux circulant dans la Hamada sud Oranienne et sous l'Erg occidental.

Sa lithologie est formée de grès d'environ 10 %, de grès argileux d'environ 10 à 50 % et d'argile d'environ 50 %, cet aquifère est homogène, formation diversifiée en couches isolées les unes des autres.

Sa puissance dépasse 150 à 1000 m au nord ouest, et à environ 300 m de profondeur dans la ville de Ouargla. Son eau jaillit à la surface à une température de 57°C, contenant une faible teneur en sel (2 g/l), captée entre 1120 et 1380 m de profondeur dans la région. Un forage artésien peut donner un débit de 200 l/s avec une pression à la sortie de 20 bars et une transmissivité de $8.10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$. [4]

II-7-2- Nappe du complexe terminal :

La nappe du complexe terminal (CT) se localise dans le Sahara occidental et s'étend sur une superficie de 350.000 km² avec une profondeur oscillant entre 100 et 500 m. cette nappe regroupe deux systèmes aquifères, appelés nappe des sables et nappe des calcaires.

Le complexe terminal est constitué, par des formations d'âge et de lithologies différentes : à la base, il y a le séno-éocène carbonaté et au sommet on trouve le miopliocène sablo argileux dans la partie Nord et libre dans la partie sud. L'écoulement général se fait vers les Chotts et vers le golfe de Gabes. Les eaux de cet aquifère se caractérisent par une température peu élevée : l'eau est moins chargée en sels sur les bordures et relativement plus chargée au centre (plus de 3 g/l).

II-7-3- Nappe quaternaire (nappe phréatique) :

Au dessus de la nappe du Continental Terminal se trouve une nappe superficielle continue dans les sables fins à moyens gypso argileux du quaternaire, son alimentation est complexe, les précipitations s'infiltrent, les excédents d'irrigation et des eaux de lessivage ainsi les effluents urbains de la ville. La salinité de la nappe phréatique varie considérablement selon les lieux à proximité de forages ou de drains. La profondeur de la nappe peut se trouver juste à 50 cm et peut même affleurer le sol avec une qualité très salée.

II-8- Qualité des eaux :

La qualité des eaux destinées pour l'irrigation et l'alimentation en eau potable se pose avec acuité dans l'ensemble des régions de la wilaya de Ouargla, elles proviennent essentiellement des eaux souterraines. Du point de vue quantité, l'eau est disponible et ce, grâce à d'importants aquifères mais sa qualité physico-chimique est le plus souvent médiocre. Cette salinité des eaux, dont une partie est d'origine géologique (primaire) s'accroît continuellement par une mauvaise gestion de la ressource en eau souterraine (salinisation secondaire). [21]

Chapitre III :

Généralités et classification des
procédés de dessalement

III-1- Introduction :

La terre est la planète de l'eau (71% de la surface en est recouverte) ; mais 97% de cette eau est salée (3% d'eau douce dont les 2/3 sont gelés aux pôles). Or, la demande en eau potable (1000 m³ par an et par habitant est le minimum vital) va de pair avec la croissance démographique ce qui finira par rendre à plus ou moins court terme les réserves insuffisantes. Face à ce problème majeur de manque d'eau, rien ne vaut les idées simples, l'eau de mer est un bien inépuisable, Sur les 70 villes de plus d'un million d'habitants qui manquent d'eau dans le monde, plus de la moitié se situent au bord de la mer. Dessaler l'eau est pour certains la seule solution. Les problèmes de dessalement concernent principalement deux catégories d'eau salines :

- Les eaux de mer ;
- Les eaux saumâtres.

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

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

Tableau III-1 : Valeurs moyennes de la minéralisation de l'eau des mers et des océans

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

Généralement on appelle eau saumâtre une eau saline non potable de salinité inférieure à celle de l'eau de mer et qui varie de 1 à 10 g/l. Elle se présente soit sous forme d'eau de surface, soit sous forme d'eau souterraine. [6]

III-2- Historique du dessalement :

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

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

En 1962, le premier symposium européen à Athènes « eau douce à partir de l'eau de mer ». [6]

Et dans le monde arabe :

Le Koweït, qui a construit la première usine au cours des années 50, est presque entièrement dépendant de quatre usines de dessalement pour sa consommation urbaine et industrielle (200 million de m³/an) : ce sont des eaux souterraines.

L'Arabie saoudite a mis en œuvre depuis les années 60 le programme de dessalement le plus ambitieux. Elle compte 23 complexes de dessalement, elle est le premier producteur mondial, elle a investi de 1980 à 1985 plus de 10 milliards de \$ dans la construction d'unités de dessalement, la plupart des villes saoudiennes sont alimentées par une eau dessalée grâce à un réseau de canalisations qui achemine l'eau depuis les usines de la Mer Rouge ou du Golfe persique.

Le Qatar dépend essentiellement de l'eau dessalée pour la satisfaction de ses besoins, il en est de même pour Bahreïn, le sultanat d'Oman est le dernier à avoir recours à ces techniques, les volumes d'eau dessalée par les pays arabes sont récapitulés sur le tableau suivant :

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

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

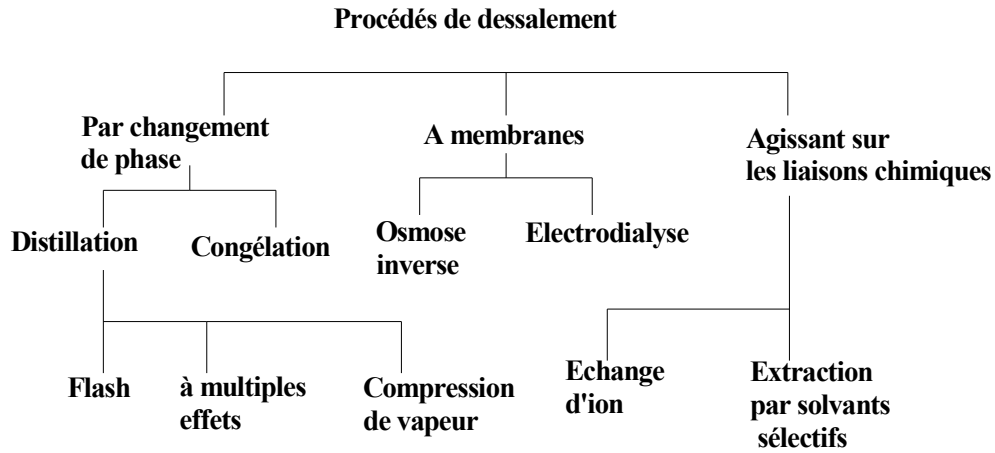
III-3- Classification des différents procédés de dessalement :

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

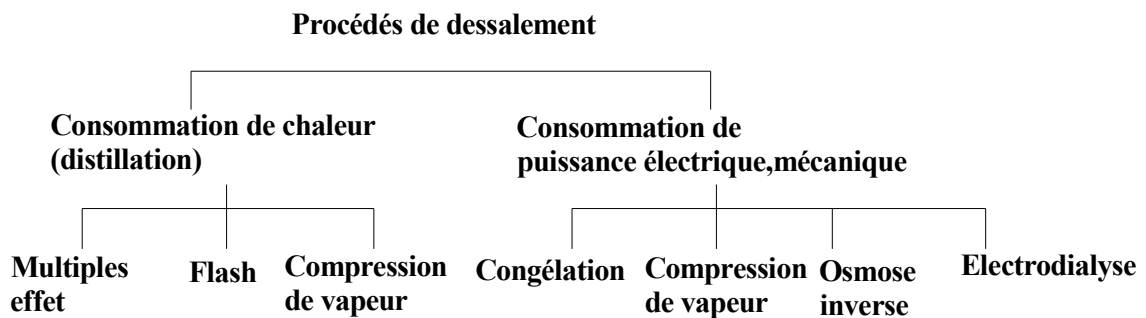
- Les procédés qui font intervenir un changement de phase (distillation et congélation) ;
- Les procédés qui utilisent des membranes (électrodialyse et osmose inverse) ;
- Les procédés qui agissent sur les liaisons chimiques (échange d'ions et extraction par solvant sélectif).

Ces procédés peuvent être classés plus précisément, soit :

A) Selon le principe sur lequel ils se basent :



B) Selon le type d'énergie consommée :



III-3-1- Distillation :

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

C'est une opération qui transforme par chauffage ou par réduction de pression l'eau de mer en vapeur exempte des impuretés dissoutes dans le liquide. Par condensation, cette vapeur donne une eau de grande pureté. Dans les distillateurs modernes, la température de travail oscille entre 95 et 125°C. On obtient par ce procédé une eau douce de salinité toujours inférieure à 100 ppm qui nécessite une reminéralisation lorsqu'elle est destinée à la consommation. [7], on distingue :

- **Distillation thermique : [22]**

a) Distillation à simple effet (bouilleur marine) :

Les premières unités de dessalement d'eau de mer sont apparues à bord des navires, c'était dans la plupart des cas des bouilleurs à simple effet à faisceau noyé : l'eau de mer était chauffée dans une enceinte étanche contenant dans sa partie basse de l'eau de mer à distiller chauffée par la vapeur d'un fluide de chauffage circulant dans un faisceau tubulaire qui traverse cette eau de mer et en provoque l'ébullition. La vapeur formée était condensée sur un autre faisceau tubulaire placé dans la partie haute du récipient et parcouru par de l'eau de mer froide.

b) Distillation à multiples effets (Multi Effet Distillation : MED) :

Il s'est avéré nécessaire d'améliorer la consommation spécifique de l'évaporateur à simple effet afin d'augmenter le rendement du procédé en récupérant la chaleur d'apport pour une nouvelle distillation et le processus s'effectue comme suit :

- Dans la première cellule de distillation, l'eau de mer ruisselle sur un serpentin de tubes chauffés ou sur des plaques, grâce à la chaudière. Elle se transforme ainsi en vapeur à seulement 70°C, grâce à une pression inférieure à la pression atmosphérique. Cela évite l'entartrage des tuyaux ;
- L'eau de mer non transformée en vapeur s'accumule au fond de la cellule. Elle se concentre davantage de sels car celui-ci n'est pas vaporisable ;
- L'eau est pompée, puis envoyée dans la cellule 2 ;
- La vapeur entre dans la deuxième cellule, puis se condense dans le serpentin. Ce passage à l'état liquide dégage assez d'énergie pour en céder à l'eau de mer. Celle-ci ruisselle sur les tubes ainsi chauffés et se vaporise ;
- Le même processus se répète dans la troisième cellule. En pratique, on peut placer en série jusqu'à 6 ou 7 cellules de distillation ;

- Le dernier serpentin est refroidi par l'eau de mer ;
- La vapeur condensée dans les serpentins donne de l'eau douce. Il faut 2 à 4 litres d'eau salée pour obtenir 1 litre d'eau douce.

-Distillation par longs tubes verticaux :

L'eau de mer admise en A bout en descendant par les tubes B et la vapeur sert de source de chaleur pour l'étage suivant. Seul le premier est alimenté en vapeur spécialement produite. La vapeur en C se condense sur les tubes et l'eau douce est collectée en D. Comme la montre la figure ci après. [22]

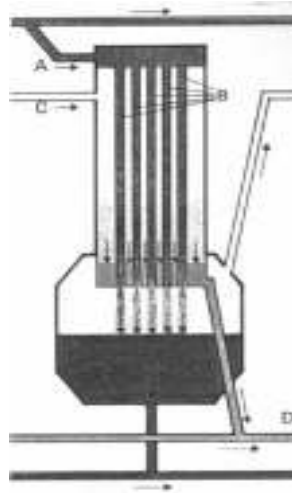


Figure III-1 : Distillation par longs tubes verticaux

-Distillation par longs tubes horizontaux :

Appelés aussi HTME dans la littérature anglo-saxonne (Horizontal Tube multiple Effect) dont le développement industriel date seulement d'une vingtaine d'années, constitués essentiellement de faisceaux tubulaires horizontaux chauffés intérieurement par de la vapeur et arrosés extérieurement par l'eau de mer.

c) Distillation multi- stage Flash (MSF) : par détente successives :

Le procédé Flash est relativement ancien, la première unité est installée en 1928 en URSS mais a connu un essor notamment dans les pays du Golfe à partir des années 1960 par l'installation d'une unité de 4500 m³ au Koweït en 1957. Ce procédé était développé à la suite des difficultés rencontrées dans la distillation à multiples effets par l'entartrage des surfaces d'échange d'ions. Il consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée de chauffage, elle est introduite dans une enceinte où règne une pression réduite, il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash, cette vapeur va se condenser, le phénomène se reproduit ensuite dans un deuxième étage où règne une pression plus faible ; la vaporisation de l'eau est réalisée par détente successives de températures excessives jusqu'à T_{max} et de pressions de plus en plus réduites. On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle.

- **Distillation par thermo compression :**

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

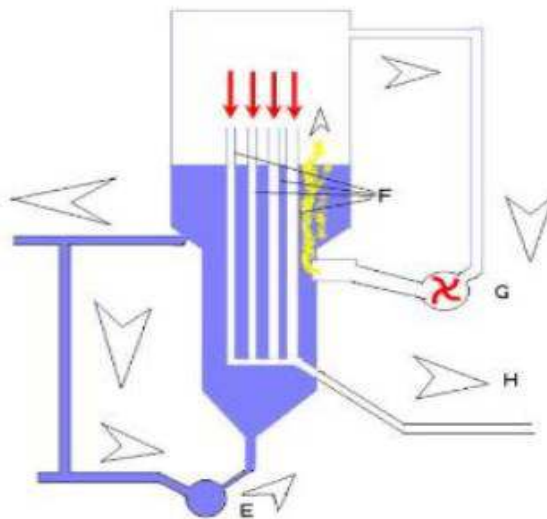


Figure III-2 : Distillation par thermo compression

- **Distillation solaire :**

L'idée est très ancienne, utilisée par les grecs au III^e siècle avant J.C, dont le principe est le suivant : Soit une serre fermée et exposée au soleil à l'intérieur de laquelle se trouve une lame d'eau saline de quelques centimètres d'épaisseur. L'air à l'intérieur de la serre est surchauffé et saturé de vapeur d'eau (douce) qui se condense au contact de la paroi relativement froide du verre. Les gouttes d'eau douce peuvent être recueillies en bas du vitrage dans une gouttière.

III-3-2- Congélation : [6]

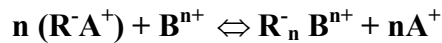
Lorsqu'on refroidit une eau de mer jusqu'à environ -2°C , il y a formation de cristaux de glace constitués d'eau douce. L'eau de mer étant alors plus concentrée, elle résiste mieux à la congélation. Si on fait baisser davantage la température, la production de glace augmente, le sulfate de sodium décahydraté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

Le dessalement des eaux de mer est particulièrement intéressant 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-3-3- L'échange d'ions : [7]

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

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



Selon le type de radicaux on distingue :

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

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

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

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

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

III-3-4- L'électrodialyse : [22]

L'électrodialyse un procédé à membranes très ancien puisque la première installation date des années 1960, c'est une méthode électrochimique dans laquelle le sel est séparé de l'eau par transfert d'ions et migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique. Elle repose sur la mise au point et l'utilisation de membranes imperméables à l'eau et sélectives pour les ions. Ainsi seuls les anions peuvent traverser les membranes anioniques et seuls les cations peuvent traverser les membranes cationiques. Pour construire un électrodialyseur, on place dans un bac des membranes anioniques en alternance avec des membranes cationiques. Lorsque le bac est rempli d'une solution, on crée une différence de potentiel continue entre le premier et le dernier compartiment.

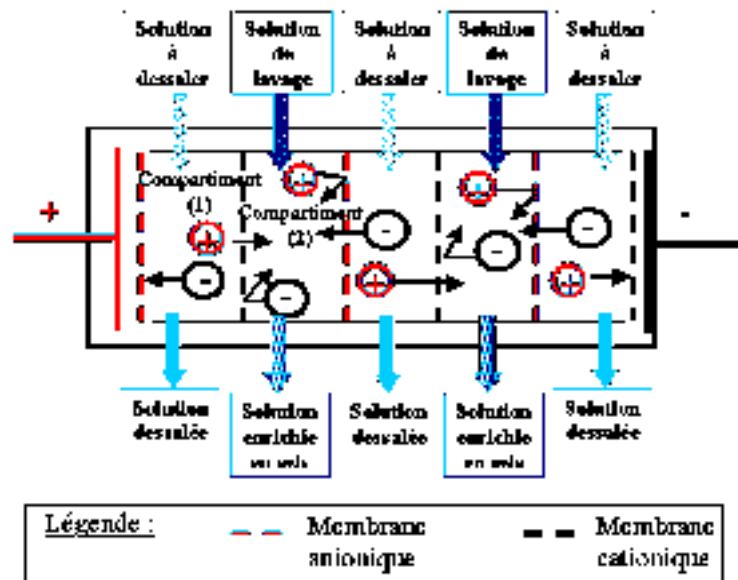


Figure III-3 : Schéma d'un électrodialyseur

Par exemple, le sel (NaCl), lorsqu'il est dissout, donne dans l'eau des ions positifs de sodium (Na^+) et des ions négatifs de chlore (Cl^-)

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

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

III-3-5- L'osmose inverse : [22]

L'**osmose** est une diffusion sélective se produisant lorsque deux solutions de concentrations différentes sont séparées par une membrane semi-perméable, qui laisse alors passer le solvant de la solution la plus diluée vers la solution la plus concentrée ; la différence de potentiel chimique entre les deux solutions tend à faire passer l'eau du potentiel le moins élevé au potentiel le plus élevé. Le phénomène d'osmose est important chez les êtres vivants : il permet le passage des liquides et des sels solubles sous forme d'ions à travers les membranes cellulaires.

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

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

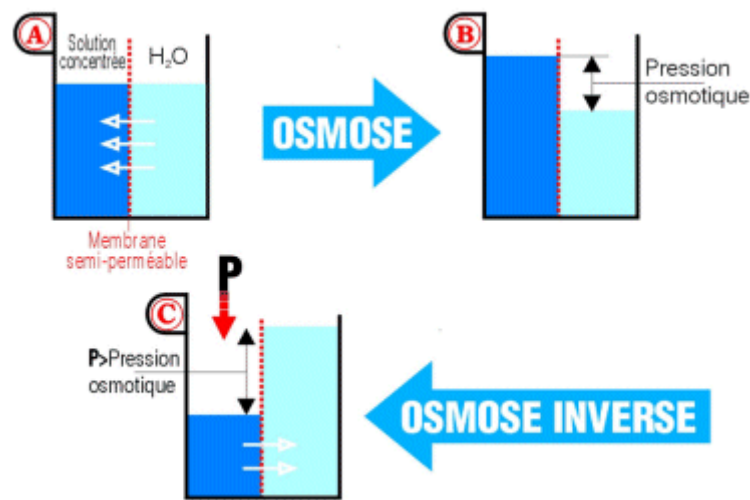


Figure III-4 : Schéma d'un système de dessalement par osmose inverse

III-4- Choix d'un procédé de dessalement : [8]

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

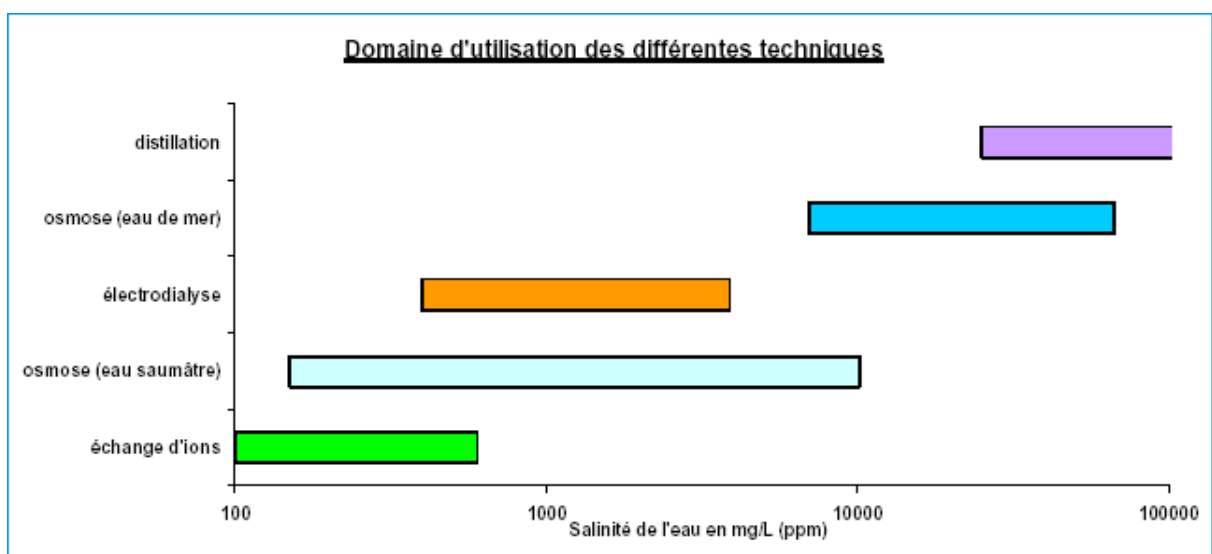


Figure III-5 : Salinité de l'eau à traiter en mg/l

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

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

Pour l'osmose inverse, les avantages sont :

- Une faible consommation énergétique environ 3 à 4 kw/m³ pour une eau de mer à 38 g/l ;
- Un coût d'investissement plus faible d'environ 20 % ;
- Une gamme étendue de capacités de quelques litres par jour pour des équipements de survie à des installations de plus de 100.000 m³/j ;
- Une salinité d'eau produite de 300 à 500 mg /l qui convient bien aux usages domestiques.

On constate que l'osmose inverse est en concurrence avec les procédés de distillation sur le plan de capacités globales installées. Sur une production journalière voisine de 32 millions de mètres cubes, près de la moitié l'est par osmose inverse dont 3 millions de m³ est à partir de l'eau de mer.

Tableau III-3 : Situation mondiale des procédés de dessalement de 1969 à 1989

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

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

- Le taux de rejet de sels des membranes est passé de 98,8 % à 99,8 % (le passage de sels est réduit d'un facteur de 7 !) ;
- La consommation énergétique de 8 à 3 kw/m³ ;
- Les coûts de membranes diminuent de 70 %,
- La conception des éléments s'est améliorée (par exemple de 30 à 40 m³ pour l'aire d'échange des éléments standards).

Des futurs progrès attendus :

- Au niveau de la membrane, amélioration du facteur de passage de sels soit 99,9 % ;
- Au niveau des modules, augmentation de leur taille, par exemple passage à 280 m² ;
- Au niveau de récupération d'énergie par généralisation des échanges d'énergie par système pistons ou tournants ;
- Au niveau du prétraitement, par ultrafiltration ou microfiltration.

Chapitre IV :

Procédé d'osmose inverse

IV-1- Introduction :

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

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

Dans laquelle :

C : concentration du soluté ;

R : constante des gaz parfaits, $R=8,314 \text{ J.mole.K}$;

Et T : température de la solution en Kelvin. [22]

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

IV-2- Domaines d'utilisation de l'osmose inverse :

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

- Dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres ;
- Récupération d'eau d'effluents colorés ;
- Récupération d'eau d'effluents d'usine de blanchiment ultrafiltrés et d'eau blanche ultra filtrée ;

- Production d'eau ultra pure pour utilisation dans des procédés sensibles (pharmacie, tannerie, papeterie...);
- Récupération d'eau d'effluents miniers;
- Concentration et purification d'effluents acides ou alcalins contaminés.

IV-3- L'osmose inverse à travers le monde : [9]

Le procédé d'osmose inverse est apparu sur le marché dès les années 60 et il constituait 20 % des installations au début des années 80.

Entre 1990 et 2001, le procédé est passé de 40 à 53% de la part du marché et devrait atteindre les 70% à l'horizon 2020.

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

Ashkelon à Tel Avive est la plus grande usine de dessalement au monde utilisant la technologie membranaire d'osmose inverse, traitant 320000 m³/j.

On note sur le tableau ci-dessous les réalisations à travers le monde dont les capacités sont supérieures à 3000 m³/j :

Tableau IV-1 : Réalisations de l'osmose inverse à travers le monde

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

IV-4- Description d'une filière de traitement des eaux par osmose inverse :

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

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

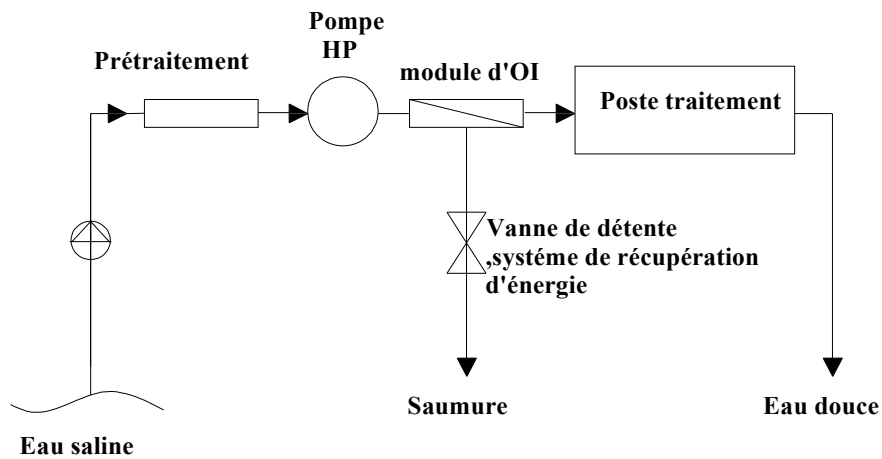


Figure IV-1 : Schéma d'une filière de traitement par osmose inverse

IV-5- Choix d'un module d'osmose inverse :

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

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

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

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

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

IV-5-1- Module tubulaire :

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

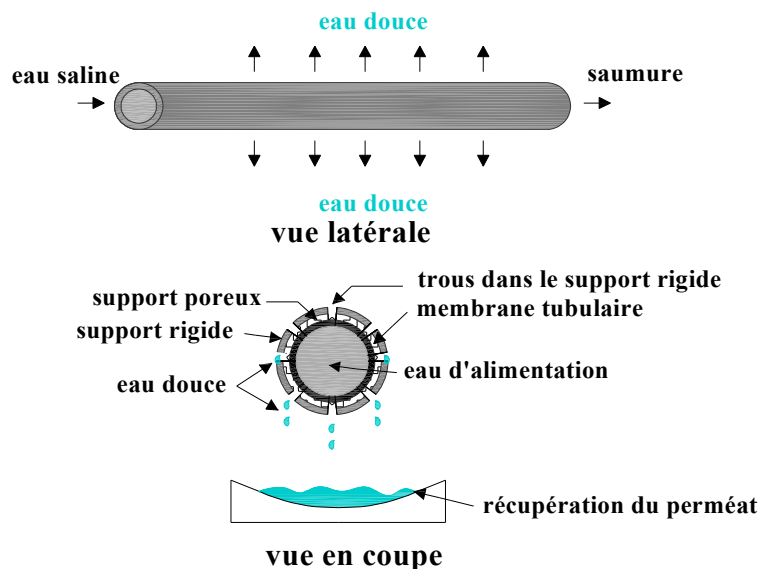


Figure IV-2 : Schéma de principe d'un module tubulaire

IV-5-2- Module à fibres creuses :

Ce module rassemble un ensemble de fibres creuses de diamètre inférieur au micromètre en un faisceau, mais à la différence des modules tubulaires qui sont constitués d'une membrane et d'un support inerte, les fibres creuses jouent à la fois le rôle de membrane et de support.

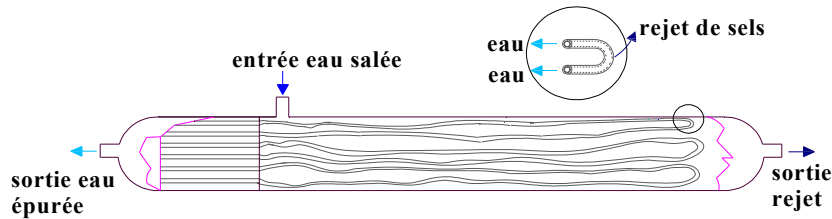


Figure IV-3 : Schéma de principe d'un module à fibres creuses

IV-5-3- Module plan:

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

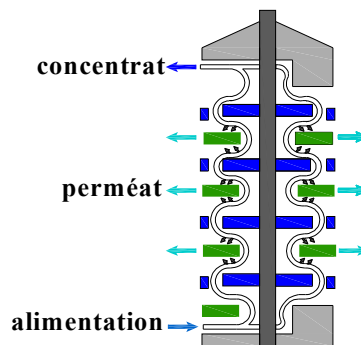


Figure IV-4 : Schéma de principe d'un module plan

IV-5-4- Module spiralé :

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

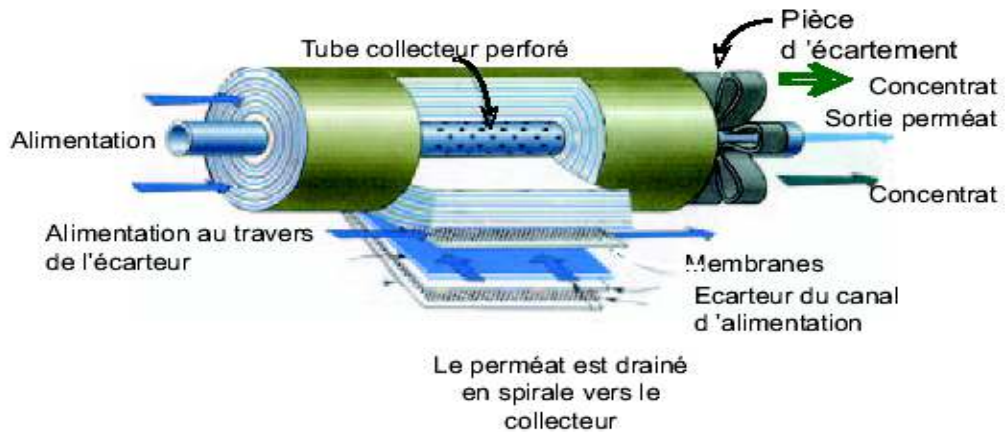


Figure IV-5 : Schéma d'un module spiralé

On retrouve souvent dans les installations d'osmose inverse des modules spiralés.

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

Tableau IV-2 : Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse : [23]

Type de module	Avantages	Inconvénients
Tubulaire	<ul style="list-style-type: none"> -Prétraitement facile : tolérer des fluides chargés de MES ayant une dimension inférieure à 1/10 le diamètre du tube, -Facilité de nettoyage, -La technologie est simple : changement facile de membrane défectueuse. 	<ul style="list-style-type: none"> -Consommation excessive d'énergie afin de diminuer les risques de dépôts par phénomènes de polarisation de concentration, -Faible compacité : la surface d'échange par unité de volume est la plus faible des systèmes existants < à 300 m²/m³, -Volume mort élevé.
Fibres creuses	<ul style="list-style-type: none"> -Compacité élevée : ont la surface d'échange la plus élevée de tous les systèmes existants, -Faible consommation énergétique résultant d'une faible vitesse et d'un régime laminaire, -Possibilité de nettoyage à contre courant. 	<ul style="list-style-type: none"> -Sensibilité au colmatage à cause du faible diamètre des fibres, -Seulement en parallèle contrairement aux autres types de modules, -Basse pression obligatoire.
Plan	<ul style="list-style-type: none"> -Système modulaire aisément modifié par l'utilisateur (augmentation ou diminution du nombre d'élément), -Visualisation du perméat produit par chaque élément : permettant de détecter la détérioration d'une membrane, -Prétraitement simplifié. 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible ratio surface membrane /volume d'encombrement (100-400 m²/m³), -Coût d'immobilisation important, -Difficultés de remplacer les membranes.
spiralé	<ul style="list-style-type: none"> -Ratio surface membrane/volume d'encombrement important (300-1000 m²/m³), -Coût d'investissement faible, -Prétraitement simplifié par rapport aux fibres creuses. 	<ul style="list-style-type: none"> -Risque élevé de colmatage à cause de la faible distance entre membrane, -Difficulté de nettoyage.

IV-6- Choix d'une membrane :

- **Introduction sur les membranes :**

L'abbé Nollet à la fin du 17^{ème} siècle avait déjà observé le comportement d'une membrane constituée d'une vessie de porc : cette membrane laissait passer un flux d'eau douce pour diluer une solution saline séparée de la précédente par cette paroi : il avait observé le phénomène d'osmose. Au 19^{ème} siècle cette « curiosité de laboratoire » avait été étudiée par Van't Hoff qui donna sa loi au phénomène d'osmose, les parois utilisées étaient réalisées ainsi :

« On peut réaliser artificiellement une paroi semi perméable par le procédé de Traube .il consiste à plonger un vase poreux contenant une solution de sulfate de cuivre, dans une solution de ferrocyanure de potassium : les deux liquides, se rencontrant dans les pores du vase, donnent un précipité gélatineux de ferrocyanure de cuivre, qui forme une paroi semi perméable ». [10].

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

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

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

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

IV-6-1- Membranes organiques :

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

• **Membranes en acétate de cellulose :**

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

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

• **Membrane en polyamides :**

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

• **Membrane en poly sulfone :**

Caractérisées par un groupement -SO₂- relativement stable relié à deux noyaux benzéniques.

• **Membrane en matériaux acryliques :**

- poly (acide acrylique),
- poly acrylonitrile (pan).

• **Membranes en matériaux fluorés :**

- poly (fluorure de vinyldéne) ou PVDF,
- poly (tétrafluoroéthylène) ou PTFE.

Tableau IV-3 : Avantages et inconvénients des membranes organiques : [23]

Membrane organique	Avantages	Inconvénients
En acétate de cellulose	-Perméabilité très élevée, -Mise en œuvre aisée, -Le matériau de base (cellulose) est répandu, - Colmatage moins élevé	-Sensibilité à la température, -Sensibilité au PH, -Sensibilité au chlore, -Sensibilité aux microorganismes, -Sensibilité au colmatage.
En polyamides	-Bonne stabilité chimique et thermique, -Meilleure résistance mécanique.	-Très grande sensibilité aux oxydants, - Faible perméabilité, -Problèmes d'adsorption
En poly sulfone	-Bonne stabilité thermique jusqu'à 75° C, -Bonne tenue au PH variant de 1 à 13, -Bonne résistance au chlore.	-Sensibilité au colmatage, aucune membrane de ce type ne supporte des pressions à 15 à 20 bar, -Problèmes d'adsorption.
En matériaux acryliques	-Bonne stabilité thermique, -Bonne stabilité chimique, -Possibilité de stockage à sec.	-Résistance mécanique limitée, -Difficulté d'obtenir de faibles diamètres
En matériaux fluorés	-Très bonne résistance thermique, -Très bonne résistance chimique.	-Faible perméabilité due au caractère hydrophobe de la membrane, -Utilisable seulement en microfiltration

IV-6-2- Membranes minérales :

- a. Membranes à support carbone ;
- b. Membranes dynamiques ;
- c. Membranes en alumine.

Tableau IV-4 : Avantages et inconvénients des membranes minérales : [23]

Membrane minérale	Avantages	Inconvénients
A support carbone	<ul style="list-style-type: none"> -PH compris entre 0 à 14, -Températures pouvant atteindre 300°C, -Pressions allant jusqu'à 2 MPa. 	<ul style="list-style-type: none"> -Prix élevé, -Volume mort important, dû à la configuration tubulaire : 1,5 l/m².
Dynamiques	<ul style="list-style-type: none"> -Investissement faible pour la fabrication, -Bonne tenue en température, au PH et en milieu oxydant. 	<ul style="list-style-type: none"> -Performances (perméabilité et sélectivité) médiocres en osmose inverse. -Mise en œuvre nécessitant un savoir faire important
En alumine	<ul style="list-style-type: none"> -Bonne tenue en température élevée jusqu'à 300°C, -Bonne tenue en milieu acide jusqu'à PH=1, -Bonne tenue en pression. 	<ul style="list-style-type: none"> -Sensibilité au milieu basique, ce qui pose de problèmes lors du nettoyage à la soude, -Prix élevé.

IV-6-3- Membranes composites :

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

• **Avantages :**

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

• **Inconvénients :**

- Mauvaise tenue au chlore.

IV-7- Pompe haute pression :

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

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

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

IV-8- Poste de prétraitement :

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

IV-9- Système de récupération d'énergie : [24]

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

• **Récupération indirecte :**

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

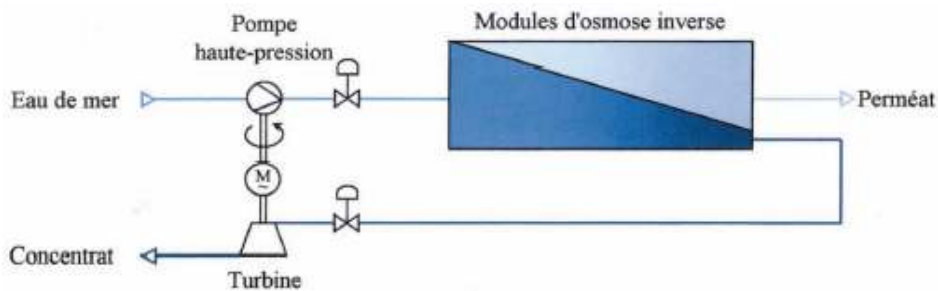


Figure IV-6 : Schéma de récupération directe de l'énergie

• **Récupération indirecte :**

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

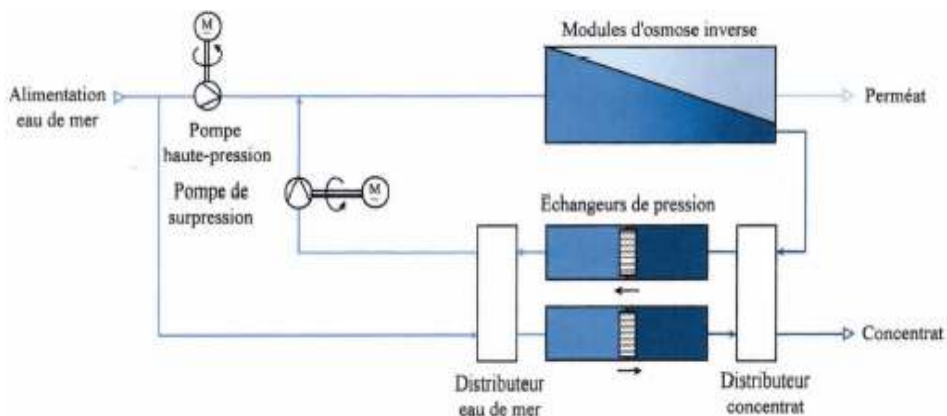


Figure IV-7 : Schéma de récupération indirecte de l'énergie

IV-10- Calcul d'une installation d'osmose inverse :

• **Conditions de fonctionnement et choix des paramètres :** [11]

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

IV-10-1- Débit d'eau :

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

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

Tels que :

Q_e : débit d'eau à travers la membrane ;

K_1 : coefficient de perméabilité de l'eau,

$\Delta \Pi$: pression osmotique différentielle entre pression osmotique de l'eau brute et celle de l'eau traitée,

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

S : surface de la membrane,

e : épaisseur de la membrane.

IV-10-2- débit de sels :

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

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

Q_s : débit de sels à travers la membrane ;

K_2 : coefficient de perméabilité aux sels,

ΔC : différence de concentration en sels transmembranaire,

S : surface de la membrane,

e : épaisseur de la membrane.

IV-10-3- Taux de conversion :

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

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

IV-10-4- Passage des sels :

Le taux de passage de sels est le pourcentage de soluté qui passe à travers la membrane.

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

C_p : concentration en sels dissous dans l'eau osmosée ;

C_a : concentration de l'eau d'alimentation.

Une augmentation de la pression d'alimentation entraîne :

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

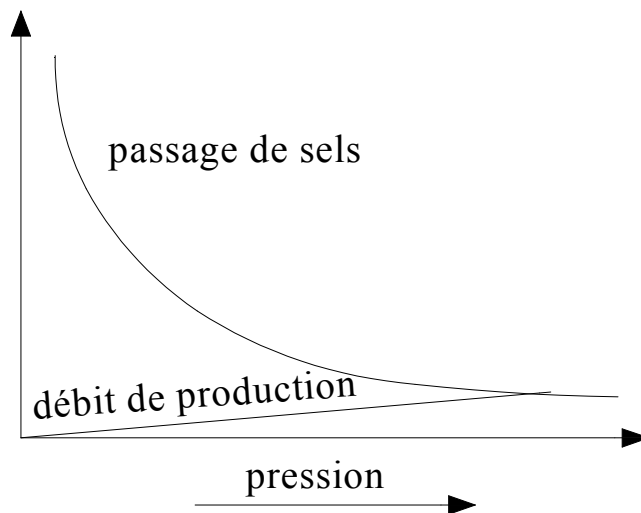


Figure IV-8 : Influence de la pression sur le passage de sels

IV-10-5- Taux de rétention ou de rejet (sélectivité) :

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

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

On a :

$$P_s + T_r = 1$$

IV-11- Mécanisme de transfert :

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

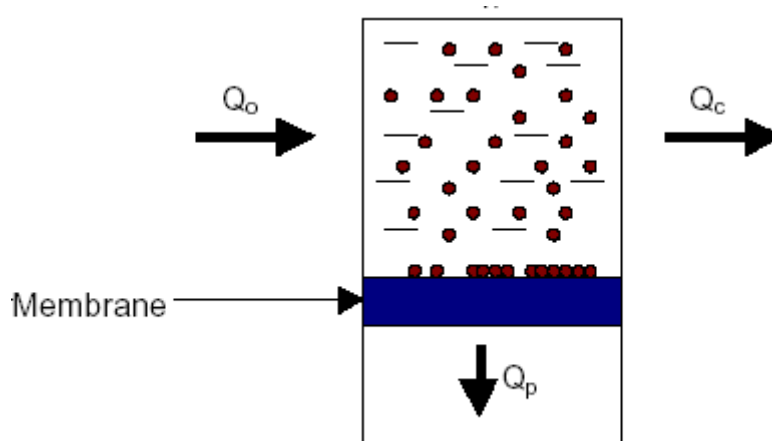


Figure IV-9 : Schéma de filtration tangentielle

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

IV-12- Flux du solvant et de soluté : [6]

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

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

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

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

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

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

$$J_2 = B \Delta C$$

Avec :

J_2 (g.cm⁻². s⁻¹) : flux de sels à travers la membrane,

B (m.s⁻¹) : perméabilité de la membrane aux sels,

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

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

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

• **Influence de la pression efficace sur la séparation :**

IV-12-1- Influence de la pression efficace sur le taux de rejet :

Soient C_0 (g.cm⁻³) la concentration du soluté dans la solution qui arrive sur la membrane et C_p la concentration du soluté dans le perméat qui traverse la membrane.

L'équation peut s'écrire :

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

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

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

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

$$J_2 = J_1 \cdot C_p \text{ sachant que :}$$

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

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

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

IV-12-2- Influence de la pression efficace sur le flux de solvant :

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

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

IV-13- Mise en œuvre – Arrangements d'une installation d'osmose inverse :

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

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

- Procédé discontinu à recyclage ;
- Procédé discontinu sans recyclage ;
- Procédé continu à recyclage ;
- Procédé continu sans recyclage.

- **Procédé discontinu :**

Applicable pour le traitement de faibles volumes, on distingue :

a. Procédé discontinu à recyclage :

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

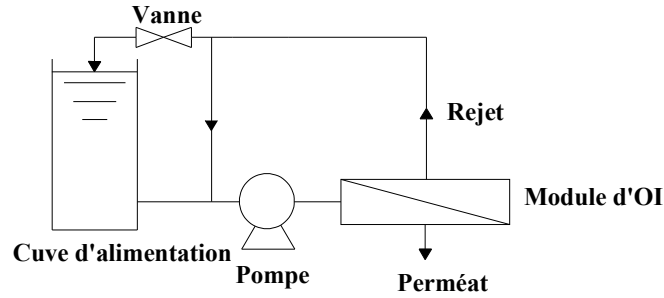


Figure IV-10 : Schéma d'un système de dessalement discontinu à recyclage

b. Procédé discontinu sans recyclage

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

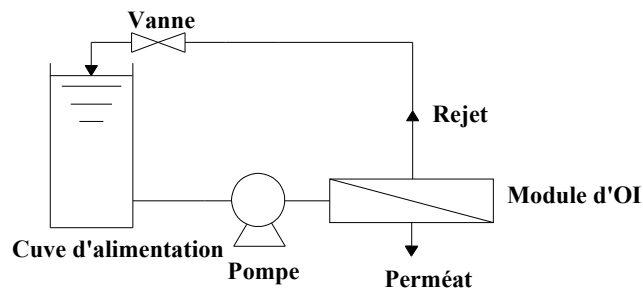


Figure IV-11 : Schéma d'un système de dessalement discontinu sans recyclage

- **Procédé continu :**

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

a. Montage en série-rejet :

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

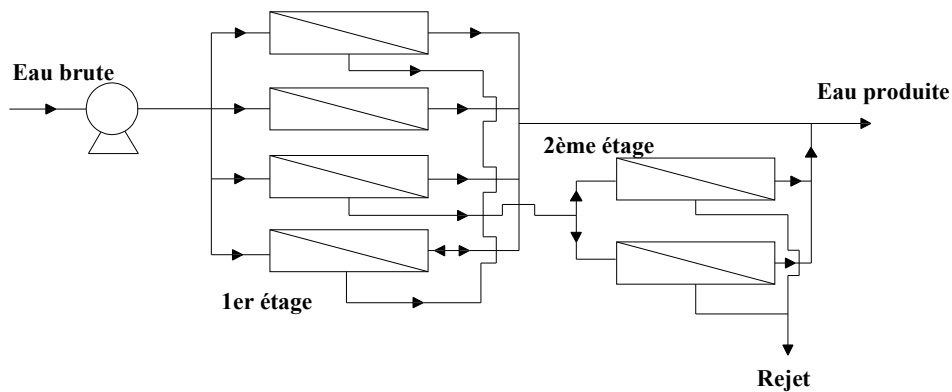


Figure IV-12 : Schéma de montage en série-rejet

b. Montage en série production :

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

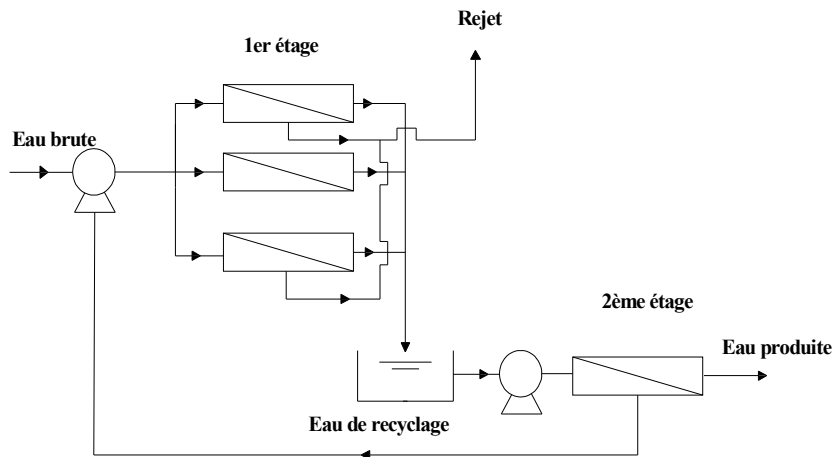


Figure IV-13- Schéma de montage en série production

IV-14- Influence de la température :

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

IV-15- Choix de la pression de fonctionnement : [6]

Le choix repose sur des considérations techniques et économiques :

• **Considérations techniques :**

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

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

• **Considérations économiques :**

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

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

IV-16- Avantages et les inconvénients de l'osmose inverse : [22]

Avantages :

• **Faible consommation d'énergie :**

- Pour une eau saumâtre : de salinité de 2,5 g/l, la consommation énergétique est de 3 kWh/m³ et cela résulte des faibles pressions osmotiques de 2 à 4 MPa ;
- Pour une eau de mer : de salinité d'environ 35 g/l, la consommation énergétique est de 12 à 13 kWh/m³ dans le cas où il n'y a pas de récupération d'énergie, dans le cas contraire la consommation énergétique est de 6 à 8 kWh/m³.

• **Simplicité du procédé :**

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

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

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

Inconvénients :

- Nécessité d'un prétraitement de l'eau ;
- La membrane est le point clef des installations d'osmose inverse, son remplacement représente 5 % du coût de traitement or la séparation membranaire possède un talon d'Achille : le colmatage de la membrane ;
- Les dépôts de matières entraînent la formation d'une couche à la surface de la membrane ce qui a pour conséquence de réduire le débit de filtration et donc les performances du procédé. Le colmatage est responsable dans 3 quarts des cas du vieillissement de la membrane ;
- La capacité unitaire d'un module d'osmose inverse ne dépasse pas 20 m³ /j d'eau douce à partir de l'eau de mer et de ce fait une installation de grande capacité va être constituée de plusieurs modules, ce qui entraîne une complexité de l'installation et un coût élevé.

Chapitre V :

Dimensionnement de la chaîne de prétraitement

V-1- Introduction :

Le prétraitement est l'ensemble d'opérations de correction effectuées sur l'eau brute, pour un bon fonctionnement et une intégrité des modules, un prétraitement de l'eau brute est nécessaire, l'eau arrivant aux modules doit satisfaire certains critères de qualité physico-chimiques et bactériologiques.

V-2- Les étapes de prétraitement :

Les étapes de prétraitement sont :

- Filtration sur sable ;
- Micro filtration ;
- Désinfection.

L'eau de forages est d'une faible turbidité ne nécessite pas un traitement physico chimique par coagulation, floculation et décantation, si on la compare à une eau de mer qui est turbide.

La filtration est un procédé physique destiné à clarifier un liquide qui contient des matières solides en suspension en le faisant passer à travers un milieu poreux.

Les solides en suspension ainsi retenus par le milieu poreux s'y accumulent, il faut donc nettoyer ce milieu de façon intermittente.

V-2-1- Filtration sur sable :

Pour le cas d'une installation d'osmose inverse on utilise le filtre à sable rapide, qui est le type de filtre le plus utilisé dans le traitement des eaux de consommation. Le matériau filtrant est maintenu en place par gravité et l'écoulement de l'eau a lieu de haut en bas. Lorsque le milieu filtrant est encrassé on lave le filtre en inversant le sens de l'écoulement de l'eau, le milieu filtrant est alors en expansion, et les particules d'impureté, beaucoup moins denses que les grains de sable, sont décollées et évacuées vers l'égout à l'aide des goulottes de lavage.

a. Description d'un filtre à sable :

Les principaux éléments d'un filtre à sable rapide sont : le fond de filtre, le gravier de support et le milieu filtrant.

- **Le fond de filtre :**

Le fond de filtre est la structure qui sépare le milieu filtrant de l'eau filtrée. Il doit donc être suffisamment solide pour supporter le milieu filtrant, il permet en outre :

- De collecter et d'évacuer les eaux filtrées ;
- De distribuer uniformément l'eau de lavage.

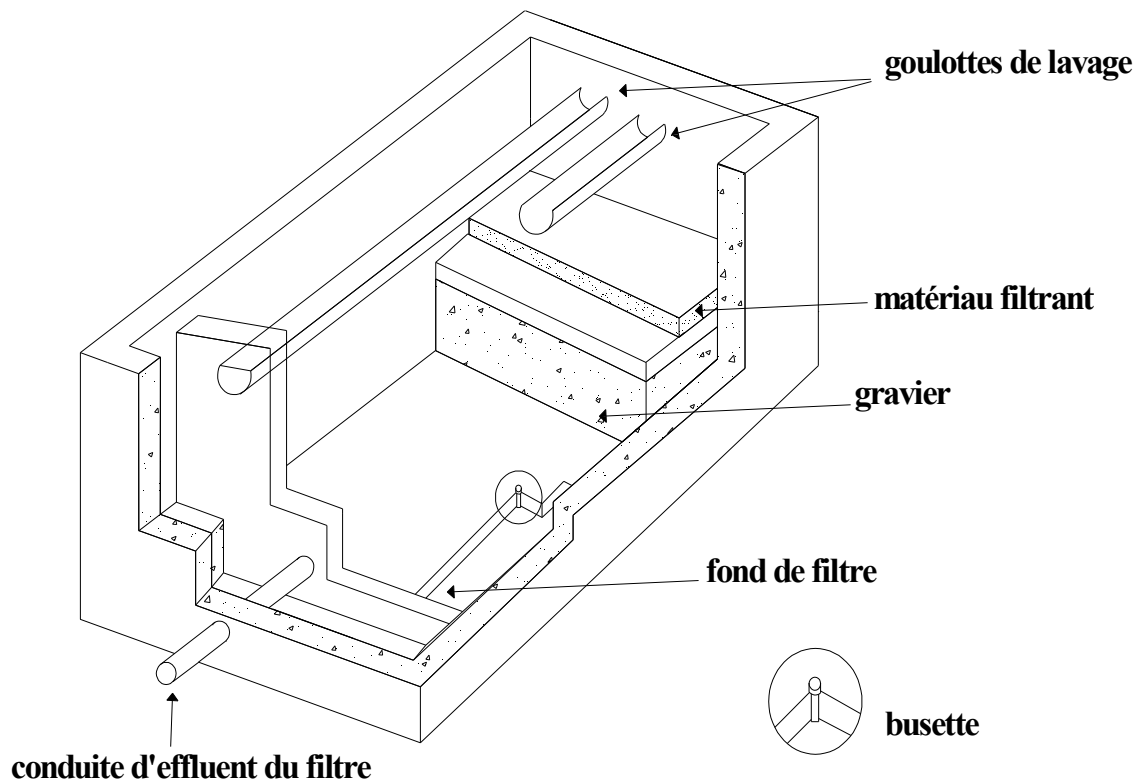


Figure V-1- Filtre à sable

- **Gravier de support :**

Le gravier de support situé immédiatement au dessus du fond de filtre, permet :

- De retenir le sable du milieu filtrant ;
- D'améliorer la répartition de l'eau de lavage dans le filtre.

L'épaisseur et les caractéristiques granulométriques de la couche de gravier de support dépendent des caractéristiques du fond de filtre et de celles du milieu filtrant.

- **Milieu filtrant :**

Les matériaux filtrants les plus utilisés sont le sable et l'anthracite.

b. Lavage des filtres :

L'encrassement progressif des filtres entraîne une augmentation de la perte de charge. La durée des cycles de filtration est déterminée par la perte de charge admissible sur le filtre.

De même la vitesse de filtration est liée à la granulométrie et la perte de charge admise, conduisant à des cycles plus ou moins longs entre lavages.

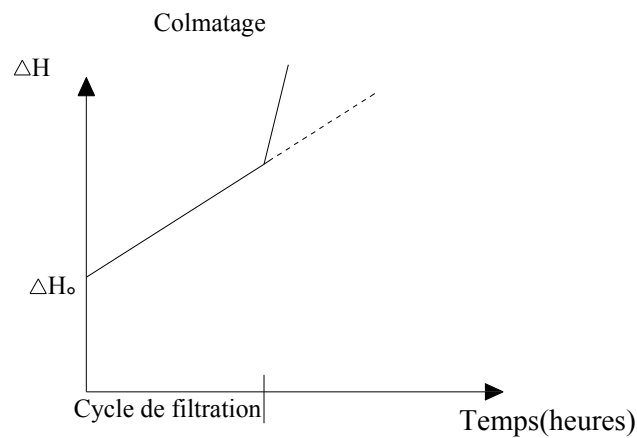


Figure V-2- Perte de charge dans le milieu filtrant

Sans lavage adéquat, les passages préférentiels qui en découlent conduisent à la dégradation de la qualité du filtrat et au raccourcissement de la durée du cycle.

La meilleure façon d'y parvenir est de procéder à un lavage à contre courant, par :

- Injection de l'air pour décoller les particules qui colmatent les pores du filtre ;
- Injection de l'eau et de l'air si les particules sont décollées ;
- Injection de l'eau de lavage, avec une vitesse de 38 m/h ou plus pour permettre de chasser convenablement les impuretés vers les goulottes et de reclasser le milieu filtrant.

[7]

V-3- Calcul du filtre à sable :

Données :

- Débit d'eau à traiter : 13584 m³/j ;
- Porosité du sable : $\varepsilon = 0,45$;
- Diamètre des particules de sable : $\varnothing=0,8$ mm ;
- La vitesse de passage de l'eau à travers le filtre est de 5 à 10 m/h ;
- Viscosité dynamique du fluide : $\eta = 1,026.10^{-3}$ kg/m.s ;
- Hauteur totale du lit filtrant L=1,5 m.

Pour un bon rendement de filtration, on prévoit généralement de point de vue hauteur 1/3 de sable et 2/3 de gravier.

Choix de la vitesse :

La vitesse de passage doit être choisie de façon à ce que la perte de charge dans le filtre soit faible (<1 m).

V-3-1- Calcul de la perte de charge :

Le modèle poreux de Kozeny Carmen permet de calculer la perte de charge à travers un lit de particules de porosité ε et d'un diamètre d_p , par la formule suivante :

$$\Delta h = \frac{k.v.U.(1-\varepsilon)^2}{g.d_p^2.\varepsilon^3} \quad [7]$$

Δh : perte de charge à travers le milieu filtrant ;

k : constante de Kozeny Carmen (k=200) ;

η : viscosité dynamique de l'eau, elle est de 1,026.10⁻³ Kg/m.s ;

Avec : ν = viscosité cinématique de l'eau, $\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{1,026.10^{-3}}{10^3} = 1,026.10^{-6}$ m²/s.

$$\Delta h = \frac{k.v.U.(1-\varepsilon)^2}{g.d_p^2.\varepsilon^3} = \frac{200.1,026.10^{-6}.9.(1-0,45)^2}{3600.9,81.(0,8.10^{-3})^2.0,45^3} = 0,27 \text{ m.}$$

$$\Delta h = 0,27 \text{ m} < 1 \text{ m (acceptable)}$$

V-3-2- Calcul de la surface filtrante : Ω

$$\Omega = \frac{Q_T}{V_F} = \frac{13584}{9.24}$$

$$\Omega = 62,89 \text{ m}^2$$

On prend $n = 8$ filtres, d'où la surface d'un filtre sera égale à :

$$S = \frac{\Omega}{n} = \frac{62,89}{8}$$

$$S = 7,86 \text{ m}^2$$

$$\text{On a } S = \frac{\Pi.D^2}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4.S}{\Pi}}$$

$$D' \text{ où } D = \sqrt{\frac{4.13,78}{3,14}} = 3,16 \approx 3 \text{ m}$$

$$D = 3 \text{ m}$$

V-4- Microfiltration :

L'étape de microfiltration est nécessaire dans le but d'élimination des particules de plus en plus fines jusqu'à 0,5 microns et pour la prévention de toute perte de matériaux filtrants.

- **Calcul des filtres à cartouches :**

Ces filtres travaillent sous pression, il existe deux types de microfiltres ou filtres à cartouches :

- Cartouches consommables ;
- Cartouches régénérables (nettoyables).

Le filtre à cartouches choisi pour cette installation est de type consommable avec les caractéristiques suivantes :

- Longueur : $L = 0,9144 \text{ m}$;
- Surface effective de filtration : $S = 0,3716 \text{ m}^2$;
- Vitesse effective de filtration : $V = 234,68 \text{ m}^3/\text{j} \cdot \text{m}^2$;
- Perte de charge : $\Delta P = 0,204 \text{ bars}$.

Le débit par cartouche est :

$$Q_c = S \cdot V = 0,3716 \cdot 234,68$$

$$Q_c = 87,21 \text{ m}^3/\text{j}$$

Sachant que le débit à traiter est de $13584 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau, donc le nombre de cartouches placées :

$$N = \frac{13584}{87,21} = 155,8, \text{ on prend } N = 156.$$

Le nombre de cartouches par filtre est :

$$N = \frac{156}{8} = 19,5$$

On prend : **$N=20$ cartouches par filtre.**

La perte de charge par filtre est :

$$\Delta P = 20 \cdot 0,204 = 4,08 \text{ bars}.$$

$\Delta P = 4,08 \text{ bars}$.

V-5- La désinfection :

La désinfection est le traitement qui permet de détruire les microorganismes susceptibles de transmettre des maladies.

- **Javellisation :**

Pour procéder à une chloration primaire, on ajoute deux gouttes par litre de chlore, on élimine ainsi les microorganismes entraînés par l'eau de forages.

- **Chloration :**

A la fin, pour l'eau osmosée, on ajoute la chaux et le chlore pour réajuster le PH et pour une désinfection totale.

V-6- Décarbonatation à l'acide :

Par l'ajout d'acide sulfurique, on évite la formation de carbonate de calcium.

V-7- Inhibiteur d'entartrage :

L'utilisation d'un mélange de polymères spécialement développés pour les eaux saumâtres à forte teneur en silice, pour lutter contre la précipitation des sels de calcium (carbonate et sulfate) et du colmatage lié à la présence de Fer.

V-8- L'ajout d'agent chélatant :

Pour éviter le colmatage biologique des surfaces de membranes, on ajoute un chélatant comme EDTA, bisulfite de sodium ou par l'UV.

Il est nécessaire d'éviter toute sorte de sédimentation et du colmatage cristallin, en ajoutant un acide dit : anti-scallop avant l'entrée de l'eau aux microfiltres, ceci peut être fait par l'injection d'acide sulfurique qui évite le colmatage cristallin, en outre, pour diminuer le PH de l'eau.

V-9- Déchloration :

Le chlore résiduel dans l'eau, doit être éliminé pour protéger les membranes et ceci par l'ajout du bisulfite de sodium ou par $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (sodio métabisulfite).

V-10- Rinçage automatique : [12]

Le contact prolongé des équipements en inox tels que pompes, vannes et tuyauterie avec l'eau saline peut entraîner des problèmes de corrosion.

De même, les rejets d'osmose étant en sursaturation par rapport à la solubilité de certains sels, la stagnation de cette saumure à l'intérieur des modules risque de provoquer un colmatage des membranes en cas de précipitation des sels.

C'est pourquoi en cas d'arrêt prolongé du poste d'osmose inverse, ce dernier doit être rincé par une eau de faible salinité, avec une pompe qui injecte de l'eau osmosée à l'aspiration de la pompe d'alimentation.

V-11- Nettoyage des membranes d'osmose inverse :

Différents agents colmatants tels que matières en suspension, développements bactériens, sels insolubles (silice, carbonate ou sulfate de calcium) peuvent être à l'origine d'un encrassement progressif des membranes d'osmose.

Cet encrassement se manifeste par les paramètres suivants :

- Augmentation du passage de sels (SP) ;
- Augmentation de la perte de charge ($\Delta P=3-4$ bars) ;
- Diminution du débit d'eau osmosée.

Pour cela un nettoyage des membranes est indispensable, le nettoyage peut être basique ou acide.

- **Nettoyage basique :**

Par l'ajout d'une base NaOH : élimination des polluants organiques ;

- **Nettoyage acide :**

Par l'ajout d'un acide : élimination des polluants inorganiques.

V-12- Description du schéma de fonctionnement de l'installation :

Le schéma de fonctionnement est illustré sur le diagramme ci-après :

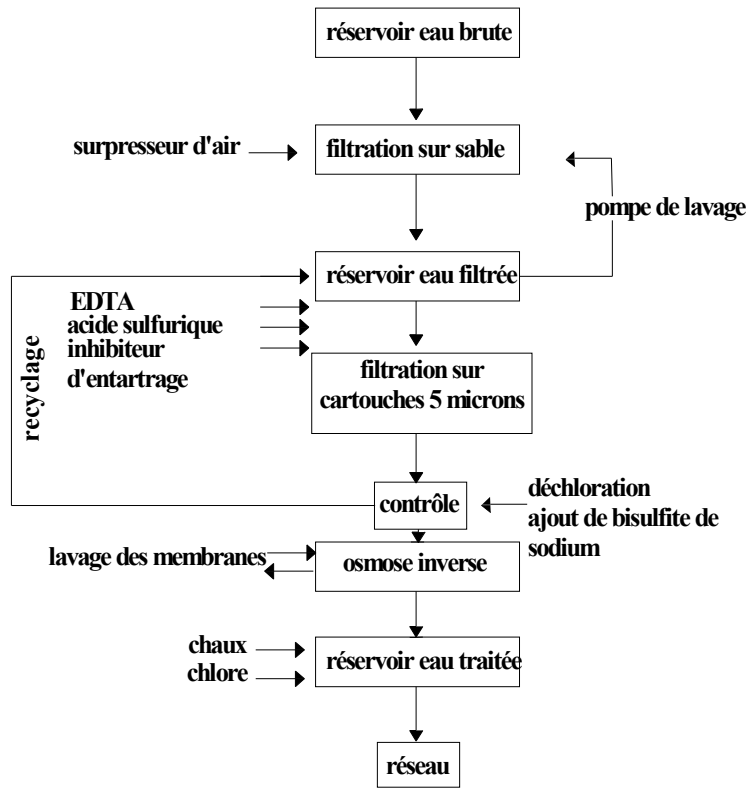


Figure V-3- Schéma de fonctionnement de l'installation

Chapitre VI :

Dimensionnement de l'installation
de déminéralisation

VI-1- Introduction :

En vue de l'alimentation en eau potable de quelques régions de ville de Ouargla, 9 stations de déminéralisation sont projetées par l'A.D.E de Ouargla, dont quatre utilisant le procédé d'électrodialyse et cinq l'osmose inverse.

Tableau VI-1 : Stations de déminéralisation projetées par l'ADE

Nom de la station	Capacité (m ³ /j)	Procédé de traitement
Gharbouz	5000	Electrodialyse
Ain El Kheir	9000	Electrodialyse
Hai Bouzid	10000	Electrodialyse
Ifri Gara	9000	Electrodialyse
Ifri Gara	13584	Osmose inverse
Sokra	3000	Osmose inverse
Bamendil	7500	Osmose inverse
Village Bamendil	3000	Osmose inverse
El H'deb	8500	Osmose inverse

Source [13]

La station en question est celle d'Ifri Gara par osmose inverse, destinée à traiter les eaux provenant de 5 forages totalisant un débit de 13584 m³/j qui sont désormais directement connectés au réseau.

Elle sera implantée à proximité de ces forages à l'intérieur du site de l'ex-station d'épuration d'IFRI et refoulera l'eau traitée vers un nouveau réservoir à projeter d'une capacité de 500 m³.

L'exigence de qualité de l'eau traitée à la sortie de la station est :

- TDS : moins de 800 mg/l.

Les autres paramètres ne devront pas dépasser les limites supérieures des normes éditées par l'Union Européenne.

On utilise les perméateurs B9, car ils présentent une bonne stabilité chimique et biologique.

Ces perméateurs ont un débit de production Q_{wi} établi pour des conditions standards données par le constructeur Dupont.

Les conditions de fonctionnement pour B9 Permasep permeators du modèle 0410 sont les suivantes : [14]

- Débit spécifique d'alimentation :

$$Q_{w0} = 17000 \text{ GPD} = 11,81 \text{ GPM} = 64,35 \text{ m}^3/\text{j}.$$

Avec :

GPD : gallon par jour et $1 \text{ m}^3/\text{j} = 264,2 \text{ GPD}$

GPM : gallon par minute ;

- Diamètre : 8 inchs=20,32 cm, avec 1 inch=2,54cm ;
- Concentration de l'eau d'alimentation en NaCl : $C_{F0} = 1500 \text{ ppm}$;
- Pression de fonctionnement : $P_F = 400 \text{ psi} = 27,2 \text{ atm}$

Avec : 1 psi = 0,068 atm, 1 atm = 10^5 Pa ;

- Température d'alimentation : $T = 25^\circ \text{C}$;
- Taux de conversion : $Y = 75\%$;
- Taux de passage de sels : $SP_0 < 10\%$.

VI-2- Facteurs influençant le dimensionnement :

Pour concevoir une installation avec un perméateur B9, les conditions de fonctionnement sont différentes des conditions standards, de ce fait quelques corrections s'imposent.

Le débit initial de production est donné par la relation suivante :

$$Q_{wi0} = K_{wi0} (\Delta P_0 - \Delta \Pi_0)$$

Avec :

Q_{wi0} : Débit initial à travers la membrane ;

K_{wi0} : Perméabilité initiale de la membrane ;

ΔP_0 : Différence de pression à travers la membrane ;

$\Delta \Pi_0$: Différence de pression osmotique.

$$\Delta P = P_{FR} - P_p$$

$$P_{FR} = \frac{P_F + P_R}{2} = P_{F\text{ abs}} - \frac{\Delta P_{FR}}{2}$$

Où :

$P_{F\text{ abs}}$: Pression absolue de l'alimentation (psi) ;

P_p : Pression de l'eau produite (psi) ;

P_{FR} : Pression moyenne de l'eau dans le module (psi) ;

ΔP_{FR} : Perte de charge à travers le module ;

$$\Delta P_{FR} = P_{F\text{ abs}} - P_R$$

Avec :

P_R : pression du rejet (psi).

Connaissant le débit initial Q_{wi0} , il est possible de calculer la perméabilité de la membrane dans des conditions différentes des conditions standards, par la relation suivante :

$$K_{wi0} = \frac{Q_{wi}}{\Delta P - \Delta \Pi}$$

On pose :

$$K'_{wi0} = \frac{1}{\Delta P - \Delta \Pi}$$

K'_{wi} : facteur de pression aux conditions standards (psi).

La pression osmotique Π peut être calculée à partir des deux équations suivantes :

$$\Pi = 1,12 (T + 273) \Sigma m_i \text{ (psi)}$$

$$\Pi = \frac{0,0385 \cdot C \cdot (T + 273)}{1000 - \frac{C}{1000}}$$

Où :

T : température en (°C) ;

m_i : molalité du soluté i en (moles/1000 gr de H₂O) ;

C : concentration en (ppm NaCl) ;

$\Delta\Pi$: La différence de pression osmotique entre les solutions concentrées et diluées de part et d'autre de la membrane, elle est prise égale à la pression osmotique moyenne.

$$\Delta\Pi = \Pi_{FR} = \frac{0,0385.C_{FR}.(T + 273)}{1000 - \frac{C_{FR}}{1000}}$$

$$\text{Avec : } C_{FR} = \frac{C_F + C_R}{2}$$

$$\text{Et : } C_R = \frac{C_F - YC_P}{1 - Y}$$

Où :

C_F : Concentration en sels dans l'eau d'alimentation (ppm NaCl) ;

C_R : Concentration en sels dans l'eau de rejet en (ppm NaCl) ;

Y : Taux de conversion ;

C_p : Concentration en sels dans l'eau produite ;

Si on estime que dans la production $C_p \approx 0$ (SP < 10%).

$$\Rightarrow C_R = \frac{C_F}{1 - Y}$$

• Pour le module B9, aux conditions standards :

$P_F = 400$ psi ;

$$\Delta P_{FR0} = 6 \text{ psi.} \Rightarrow \frac{\Delta P_{FR0}}{2} = 3 \text{ psi.}$$

$$\Delta P_0 = P_{F0} - \frac{\Delta P_{FR0}}{2} = 400 - 3 = 397 \text{ psi.}$$

- Concentration en sels du rejet :

$$C_{R0} = \frac{C_{F0}}{1 - Y_0} = \frac{1500}{1 - 0,75}$$

$$C_{R0} = 6000 \text{ ppm NaCl}$$

- Concentration moyenne entre l'alimentation et le rejet :

$$C_{FR0} = \frac{C_{F0} + C_{R0}}{2} = \frac{1500 + 6000}{2}$$

$$C_{FR0} = 3750 \text{ ppm NaCl}$$

$$\Delta\Pi_0 = \Pi_{FR} = \frac{0,0385 \cdot C_{FR0} \cdot (T + 273)}{1000 - \frac{C_{FR0}}{1000}} = \frac{0,0385 \cdot 3750 \cdot (25 + 273)}{1000 - \frac{3750}{1000}}$$

$$\Delta\Pi_{R0} = 43,19 \text{ psi}$$

$$K'_{wi0} = \frac{1}{\Delta P_0 - \Delta\Pi_0} = \frac{1}{397 - 43,19}$$

$$K'_{wi0} = 0,00283 \text{ psi}^{-1}$$

En utilisant $K'_{wi0} = 0,00283 \text{ psi}^{-1}$, on peut calculer le facteur de correction de la production des modules, donné par la formule :

$$PCF = K'_{wi0} (\Delta P - \Delta\Pi) = K'_{wi0} (\Delta P - \Pi_{FR})$$

Tel que :

$$\Delta P = P_F - \frac{\Delta P_{FR}}{2}$$

$$PCF = K_{wi0} \left(P_F - \frac{\Delta P_{FR}}{2} - P_{FR} \right)$$

PCF : coefficient de correction de la pression pour obtenir une productivité du perméateur aux conditions de travail. Un autre facteur est pris en considération, c'est le coefficient de correction du flux de rétention de la membrane : MFRC, qui varie linéairement avec la pression pour une durée de vie donnée. (tableau n°1, annexe)

Et enfin le facteur correctif du débit de production est dû à l'effet de la température sur la productivité du perméateur (TCF), défini comme suit :

$$TCF = \frac{Q_w(T)}{Q_w(25^\circ C)} = 1,03^{(T-25)}$$

Où :

TCF : facteur de correction dû à la température;

$Q_w(T)$: débit de l'eau à la température ambiante ;

$Q_w(25)$: débit de l'eau à 25°C.

D'où le débit corrigé

$$Q_p = PCF \cdot TCF \cdot MFRC \cdot Q_{wi0}$$

VI-3- Emplacement des perméateurs B9 dans l'installation :

Dans le cas des eaux saumâtres et pour augmenter le taux de conversion, on utilise la configuration série-rejet, c'est-à-dire le rejet du 1^{er} étage alimente les modules du second étage.

La pression d'alimentation du 2^{ème} étage est plus faible, du fait de la perte de charge à travers les perméateurs et les interconnexions (P_{BAL}).

Pour cette raison, le débit minimum du rejet et la conversion voulue sont obtenus de telle :

$$P_{F2} = P_{F1} - \Delta P_{FR1} - P_{BAL}$$

$\Delta P_{BAL} = 35$ psi: perte de pression due aux raccords hydrauliques.

VI-4- Caractéristiques de l'eau brute d'Ifri Gara :

Pour le dimensionnement de l'unité de déminéralisation, nous avons calculé les molalités des différents ions dissous à partir de leurs concentrations moyennes dans les cinq forages.

La molalité est déterminée par la relation suivante :

$$m_i = \frac{C_i \cdot 10^3}{M_i \cdot (10^6 - TDS)}$$

Avec :

C_i : Concentration de l'ion i (mg/l) ;

M_i : Masse molaire de l'ion i (g) ;

TDS : Total des sels dissous (mg/l), $TDS = \sum C_i$.

Les résultats sont récapitulés sur le tableau VI-3 :

Tableau VI-2 : Composition chimique moyenne des eaux brutes

Elément chimique	Concentration moyenne des ions (ppm)	Molalité m_i en mole/1000 gr d'eau. 10^{-3}
Ca^{2+}	217	5,43
Mg^{2+}	100	4,11
Na^+	289	12,56
K^+	24	0,62
Cl^-	497	14,02
SO_4^{2-}	765	7,97
NO_3^-	7	0,12
HCO_3^-	140	2,3
Total	Salinité=2039	$\sum m_i=47,13$

- **Calcul de la concentration de l'eau d'alimentation en ppm Nacl :**

$$\Pi = 1,12 (T + 273) \Sigma m_i \text{ en (psi)} \quad (I)$$

$$\Pi = \frac{0,0385 \cdot C_F \cdot (T + 273)}{1000 - \frac{C_F}{1000}} \quad (II)$$

En égalisant (I) et (II), on peut calculer C_F :

$$C_F = \frac{1,12 \cdot m_T \cdot 10^6}{38,5 + 1,12 \cdot m_T}$$

D'où :

$$C_F = \frac{1,12 \cdot 47,13 \cdot 10^6 \cdot 10^{-3}}{38,5 + 1,12 \cdot 47,13 \cdot 10^{-3}}$$

$C_F = 1369,18 \text{ ppm Nacl}$
--

VI-5- Calcul du nombre de perméateurs :

Un taux de conversion de 75 % pour une concentration de l'eau d'alimentation de 1369,18 ppm Nacl et à une température de 27°C, nous admettons 2 étages (tableau n° 2, annexe), chaque étage fonctionne avec un taux de conversion de 50 %.

- **Etage 1 :**

-Pression d'alimentation :

$$P_{F1} = 400 \text{ psi}$$

-Concentration de l'eau d'alimentation : avec $Y_1 = 50\%$

$C_{F1} = 1369,18 \text{ ppm Nacl}$

- Concentration en sels du rejet :

$$C_{R1} = \frac{C_{F1}}{1 - Y_1} = \frac{C_{F1}}{1 - 0,5}$$

$$C_{R1} = 2738,36 \text{ ppm NaCl}$$

- Concentration moyenne entre l'alimentation et le rejet :

$$C_{FR1} = \frac{C_{F1} + C_{R1}}{2} = \frac{C_{F1} + C_{R1}}{2}$$

$$C_{FR1} = 2053,77 \text{ ppm NaCl}$$

- Pression osmotique de l'alimentation :

$$\Pi_{F1} = 8,308.0,9. (T+273). \Sigma m_{i1}$$

$$\Pi_{F1} = 8,308.0,9. (27+273). 47,13.10^{-3}$$

$$\Pi_{F1} = 105,72 \text{ kpa}$$

- Pression osmotique de production :

$$\Pi_{p1} = 0,01. \Pi_{F1} = 0,01.105,72$$

$$\Pi_{p1} = 1,06 \text{ kpa}$$

- Pression osmotique moyenne entre l'alimentation et le rejet :

$$\Pi_{FR1} = \frac{0,0385.C_{FR1}.(T + 273)}{1000 - \frac{C_{FR1}}{1000}} = \frac{0,0385.2053,77.(27 + 273)}{1000 - \frac{2053,77}{1000}}$$

$$\Pi_{FR1} = 23,77 \text{ psi}$$

- Facteur de correction de la production :

$$PCF_1 = K'_{wi0} \left(P_{F1} - \frac{\Delta P_{FR0}}{2} - \Pi_{FR1} \right) = 0,00283(400 - 3 - 23,77)$$

$$PCF_1 = 1,06$$

- Facteur de correction du flux de rétention de la membrane :

MFRC₁ = 0,765 à 400 psi, 27°C et 3 ans de vie de la membrane, (tableau n° 1, annexe).

- Facteur de correction de la température :

$$TCF = 1,03^{(T-25)} = 1,03^{(27-25)}$$

$$TCF = 1,06$$

- Débit de production :

$$Q_{P1} = PCF_1 \cdot TCF \cdot MFRC_1 \cdot Q_{wi0}$$

$$= 1,06 \cdot 1,06 \cdot 0,765 \cdot 11,81$$

$$Q_{P1} = 10,15 \text{ GPM}$$

- Débit d'alimentation :

$$Q_{F1} = \frac{Q_{P1}}{Y_1} = \frac{10,15}{0,5}$$

$$Q_{F1} = 20,3 \text{ GPM}$$

- Débit de rejet :

$$Q_{R1} = Q_{F1} - Q_{P1} = 20,3 - 10,15$$

$$Q_{R1} = 10,15 \text{ GPM}$$

- Débit moyen entre l'alimentation et le rejet :

$$Q_{FR1} = \frac{Q_{F1} + Q_{R1}}{2} = \frac{20,3 + 10,15}{2}$$

$$Q_{FR1} = 15,23 \text{ GPM}$$

- Facteur de correction du passage de sels :

$$SPCF_1 = \frac{C_{F0} \cdot C_{FR1}}{PCF_1 \cdot C_{F1} \cdot C_{FR0}} = \frac{1500 \cdot 2053,77}{1,06 \cdot 1369,18 \cdot 3750}$$

$$SPCF_1 = 0,57$$

- Taux de passage de sels :

$$SP_1 = SP_0 \cdot SPCF_1 = 0,1 \cdot 0,57$$

$$SP_1 = 0,057 = 5,7 \%$$

- Les solides totaux dissous de la production :

$$TDSP_1 = SP_1 \cdot TDS_0 = 0,057 \cdot 2039$$

$$TDSP_1 = 116,22 \text{ mg/l}$$

- Les solides totaux dissous du rejet :

$$TDSR_1 = (1 - SP_1) \cdot TDS_0 = (1 - 0,057) \cdot 2039$$

$$TDSR_1 = 1922,78 \text{ mg/l}$$

- Perte de charge à travers le perméateur :

La valeur de la perte de charge ΔP_{FR1} est lue sur la (figure n°1, annexe) par la projection de la valeur de $Q_{FR1} = 15,23$ GPM.

$$\Delta P_{FR1} = 9,41 \text{ psi}$$

- Etage 2 :

- Concentration de l'eau d'alimentation : avec $Y_2 = 50\%$

$$C_{F2} = C_{R1} = 2738,36 \text{ ppm NaCl}$$

-

- Pression d'alimentation :

$$P_{F2} = P_{F1} - \Delta P_{FR1} - P_{BAL} = 400 - 9,41 - 35$$

$$P_{F2} = 355,59 \text{ psi}$$

- Concentration en sels du rejet :

$$C_{R2} = \frac{C_{F2}}{1 - Y_2} = \frac{2738,36}{1 - 0,5}$$

$$C_{R2} = 5476,72 \text{ ppm NaCl}$$

- Concentration moyenne entre l'alimentation et le rejet :

$$C_{FR2} = \frac{C_{F2} + C_{R2}}{2} = \frac{2738,36 + 5476,72}{2}$$

$$C_{FR2} = 4107,54 \text{ ppm NaCl}$$

- **Pression osmotique de l'alimentation :**

$$\Pi_{F2} = 8,308 \cdot 0,9 \cdot (T + 273) \cdot \sum m_{i2}$$

Tel que : $\sum m_{i2} = SP_1 \cdot \sum m_{i1} = 0,057 \cdot 47,13 \cdot 10^{-3} = 0,00269$ mole/1000 gr d'eau.

$$\Pi_{F2} = 8,308 \cdot 0,9 \cdot (27 + 273) \cdot 0,00269$$

$$\Pi_{F2} = 6,03 \text{ kpa}$$

- **Pression osmotique de production :**

$$\Pi_{p2} = 0,01 \cdot \Pi_{F2} = 0,01 \cdot 6,03$$

$$\Pi_{p2} = 0,0603 \text{ kpa}$$

- **Pression osmotique moyenne entre l'alimentation et le rejet :**

$$\Pi_{FR2} = \frac{0,0385 \cdot C_{FR2} \cdot (T + 273)}{1000 - \frac{C_{FR2}}{1000}} = \frac{0,0385 \cdot 4107,54 \cdot (27 + 273)}{1000 - \frac{4107,54}{1000}}$$

$$\Pi_{FR2} = 47,64 \text{ psi}$$

- **Facteur de correction de la production :**

$$PCF_2 = K'_{wi0} \left(P_{F2} - \frac{\Delta P_{FR1}}{2} - \Pi_{FR2} \right) = 0,00283 \left(355,59 - \frac{9,41}{2} - 47,64 \right)$$

$$PCF_2 = 0,86$$

- **Facteur de correction du flux de rétention de la membrane :**

MFRC₂ = 0,788 à 355,59 psi, 27 °C et 3 ans de vie de la membrane, (tableau n°1, annexe).

- Débit de production :

$$Q_{P2} = PCF_2 \cdot TCF \cdot MFRC_2 \cdot Q_{wi0}$$

$$= 0,86 \cdot 1,06 \cdot 0,788 \cdot 11,81$$

$$Q_{P2} = 8,48 \text{ GPM}$$

- Débit d'alimentation :

$$Q_{F2} = \frac{Q_{P2}}{Y_2} = \frac{8,48}{0,5}$$

$$Q_{F2} = 16,96 \text{ GPM}$$

- Débit de rejet :

$$Q_{R2} = Q_{F2} - Q_{P2} = 16,96 - 8,48$$

$$Q_{R2} = 8,48 \text{ GPM}$$

- Débit moyen entre l'alimentation et le rejet :

$$Q_{FR2} = \frac{Q_{F2} + Q_{R2}}{2} = \frac{16,96 + 8,48}{2}$$

$$Q_{FR2} = 12,72 \text{ GPM}$$

- Facteur de correction du passage de sels :

$$SPCF_2 = \frac{C_{F0} \cdot C_{FR2}}{PCF_2 \cdot C_{F2} \cdot C_{FR0}} = \frac{1500 \cdot 4107,54}{0,86 \cdot 2738,36 \cdot 3750}$$

$$SPCF_2 = 0,69$$

- Taux de passage de sels :

$$SP_2 = SP_0 \cdot SPCF_2 = 0,1 \cdot 0,69$$

$$SP_2 = 0,069 = 6,9 \%$$

- Les solides totaux dissous de la production :

$$TDSP_2 = SP_2 \cdot TDSP_1 = 0,069 \cdot 116,22$$

$$TDSP_2 = 8,02 \text{ mg/l}$$

- Les solides totaux dissous du rejet :

$$TDSR_2 = (1 - SP_2) \cdot TDSP_1 = (1 - 0,069) \cdot 116,22$$

$$TDSR_2 = 108,2 \text{ mg/l}$$

- Perte de charge à travers le perméateur :

On a $Q_{FR2} = 12,72 \text{ GPM}$, on tire ΔP_{FR2} à partir de la (figure n° 1, annexe)

$$\Delta P_{FR2} = 7,64 \text{ psi}$$

VI-6- Calcul des conversions :

On utilise plusieurs arrangements afin de déterminer les taux de conversion ainsi que les débits de production optimum :

- Arrangement 2/1 ;
- Arrangement 3/2 ;
- Arrangement 5/3.

VI-6-1- Arrangement 2/1 :

- Etage 1 : $2Q_{p1} = 2 \cdot 10,15 = 20,30 \text{ GPM}$.
- Etage 2 : $1Q_{p2} = 1 \cdot 8,48 = 8,48 \text{ GPM}$.

Donc $Q_{PT} = 20,30 + 8,48$

$$Q_{PT} = 28,78 \text{ GPM}$$

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT} = \frac{Q_{PT}}{Y_T} = \frac{28,78}{0,75}$$

$$Q_{FT} = 38,37 \text{ GPM}$$

- $Y_1 = \frac{20,30}{38,37} \cdot 100 \Rightarrow Y_1 = 52,91 \%$
- $Y_2 = \frac{8,48}{38,37 - 20,30} \cdot 100 \Rightarrow Y_2 = 46,93 \%$

a. Calcul des capacités corrigées en utilisant les nouvelles conversions :

Etage 1 :

- $P_{F1} = 400 \text{ psi}$
- $C_{F1} = 1369,18 \text{ ppm NaCl}$ avec $Y_1 = 52,91 \%$
- $C_{R1} = 2907,58 \text{ ppm NaCl}$
- $C_{FR1} = 2138,38 \text{ ppm NaCl}$
- $\Pi_{FR1} = 24,75 \text{ psi}$
- $PCF_1 = 1,05$
- $MFRC_1 = 0,765$
- $Q_{P1} = 10,06 \text{ GPM}$
- $Q_{F1} = 19,01 \text{ GPM}$
- $Q_{R1} = 8,95 \text{ GPM}$
- $Q_{FR1} = 13,98 \text{ GPM}$
- $SPCF_1 = 0,59$
- $SP_1 = 0,059 = 5,9 \%$
- $\Delta P_{FR1} = 8,53 \text{ psi}$

Etage 2 :

- $P_{F2} = 356,47$ psi
- $C_{F2} = C_{R1} = 2907,58$ ppm NaCl avec $Y_2 = 46,93$ %
- $C_{R2} = 5478,76$ ppm NaCl
- $C_{FR2} = 4193,17$ ppm NaCl
- $\Pi_{FR2} = 48,64$ psi
- $PCF_2 = 0,86$
- $MFRC_2 = 0,787$
- $Q_{P2} = 8,47$ GPM
- $Q_{F2} = 18,05$ GPM
- $Q_{R2} = 9,58$ GPM
- $Q_{FR2} = 13,81$ GPM
- $SPCF_2 = 0,67$
- $SP_2 = 0,067 = 6,7$ %
- $\Delta P_{FR2} = 8,23$ psi

b. Calcul des nouvelles conversions :

- Etage 1 : $2Q_{p1} = 2 \cdot 10,06 = 20,12$ GPM.
- Etage 2 : $1Q_{p2} = 1 \cdot 8,47 = 8,47$ GPM.

Donc $Q_{PT} = 20,12 + 8,47$

$Q_{PT} = 28,59$ GPM
--

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT} = \frac{Q_T}{Y_T} = \frac{28,59}{0,75}$$

$Q_{FT} = 38,12$ GPM
--

- $Y_1 = \frac{20,12}{38,12} \cdot 100 \Rightarrow Y_1 = 52,78$ % $\neq 52,91$ % avec, $\Delta Y_1 = 0,13$ % < 1 %
- $Y_2 = \frac{8,47}{38,12 - 20,12} \cdot 100 \Rightarrow Y_2 = 47,06$ % $\neq 46,93$ %, avec $\Delta Y_1 = 0,13$ % < 1 %

Donc les résultats sont en bon accord avec les premiers.

c. Calcul du débit spécifique du perméateur à la production :

$$Q_{sp} = \frac{Q_T}{3} = \frac{28,59}{3}$$

$$Q_{sp} = 9,53 \text{ GPM/perméateur}$$

$$= 13723,2 \text{ GPD/perméateur}$$

d. Calcul du nombre de perméateurs total de l'installation :

$$N_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{sp}}$$

Tel que :

Q_{PT} = débit total de production,

Q_{PT} = débit d'eau brute × conversion totale

$$Q_{PT} = 13584 \times 0,75 \times 264,2$$

$$Q_{PT} = 2691669,6 \text{ GPD.}$$

D'où :

$$N_T = \frac{2691669,6}{13723,2} = 196,1 = 196 \text{ perméateurs.}$$

e. Calcul du nombre de perméateurs dans chaque ligne :

On choisit 2 lignes, dont chacune comporte un nombre de perméateurs n, tel que :

$$n = \frac{N_T}{2} = 98 \text{ perméateurs.}$$

f. Calcul de la disposition par étage :

- Etage 1 : $98 \cdot \frac{2}{3} = 64,7 \approx 65$ perméateurs.

- Etage 2 : $98 - 65 = 33$ perméateurs.

g. Calcul du débit de production en m³/j :

- Etage 1 : $Q_{p1} = \frac{10,06 \cdot 65 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 3564,03 \text{ m}^3/\text{j}$

- Etage 2 : $Q_{p2} = \frac{8,47 \cdot 33 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 1523,45 \text{ m}^3/\text{j}$

Le débit de production d'une ligne est :

$$Q_{pt} = 3564,03 + 1523,45$$

$Q_{pt} = 5087,48 \text{ m}^3/\text{j}$

Le débit de production de l'installation d'osmose inverse pour la disposition 3/2 est :

$$Q_{PT} = 2 \cdot 5087,48 = 10174,96 \text{ m}^3/\text{j}$$

h. Calcul du débit de rejet :

$$Q_{RT} = \frac{9,58 \cdot 33 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} \cdot 2 = 3046,19 \text{ m}^3/\text{j}$$

$Q_{RT} = 3046,19 \text{ m}^3/\text{j}$

i. Calcul de la conversion totale :

$$Y_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{PT} + Q_{RT}} = \frac{10174,96}{10174,96 + 3046,19} \cdot 100$$

$Y_T = 76,96 \%$

VI-6-2- Arrangement 3/2 :

- Etage 1 : $3Q_{p1} = 3 \cdot 10,15 = 30,45$ GPM.
- Etage 2 : $2Q_{p2} = 2 \cdot 8,48 = 16,96$ GPM.

Donc $Q_{PT} = 30,45 + 16,96$

$$Q_{PT} = 47,41 \text{ GPM}$$

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT} = \frac{Q_{PT}}{Y_T} = \frac{46,81}{0,75}$$

$$Q_{FT} = 63,21 \text{ GPM}$$

- $Y_1 = \frac{30,45}{63,21} \cdot 100 \Rightarrow Y_1 = 48,17 \%$
- $Y_2 = \frac{16,96}{63,21 - 30,45} \cdot 100 \Rightarrow Y_2 = 51,77 \%$

a. Calcul des capacités corrigées en utilisant les nouvelles conversions :

Etage 1 :

- $C_{F1} = 1369,18$ ppm NaCl avec $Y_1 = 48,17 \%$
- $C_{R1} = 2641,67$ ppm NaCl
- $C_{FR1} = 2005,43$ ppm NaCl
- $\Pi_{FR1} = 23,21$ psi
- $PCF_1 = 1,05$
- $MFRC_1 = 0,765$
- $Q_{P1} = 10,06$ GPM
- $Q_{F1} = 20,88$ GPM
- $Q_{R1} = 10,82$ GPM
- $Q_{FR1} = 15,85$ GPM
- $SPCF_1 = 0,56$
- $SP_1 = 0,056 = 5,6 \%$
- $\Delta P_{FR1} = 9,7$ psi

Etage 2 :

- $P_{F2} = 355,3$
- $C_{F2} = C_{R1} = 2641,67$ ppm NaCl avec $Y_2 = 51,96 \%$
- $C_{R2} = 5477,23$ ppm NaCl
- $C_{FR2} = 4059,45$ ppm NaCl
- $\Pi_{FR2} = 47,08$ psi
- $PCF_2 = 0,86$
- $MFRC_2 = 0,787$
- $Q_{P2} = 8,47$ GPM
- $Q_{F2} = 16,36$ GPM
- $Q_{R2} = 7,89$ GPM
- $Q_{FR2} = 12,13$ GPM
- $SPCF_2 = 0,71$
- $SP_2 = 0,071 = 7,1 \%$
- $\Delta P_{FR2} = 7,06$ psi

b. Calcul des nouvelles conversions :

- Etage 1 : $3Q_{p1} = 3 \cdot 10,06 = 30,18$ GPM.
- Etage 2 : $2Q_{p2} = 2 \cdot 8,47 = 16,94$ GPM.

Donc $Q_{PT} = 30,18 + 16,94$

$$Q_{PT} = 47,12 \text{ GPM}$$

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT} = \frac{Q_T}{Y_T} = \frac{47,12}{0,75}$$

$$Q_{FT} = 62,83 \text{ GPM}$$

- $Y_1 = \frac{30,18}{62,83} \cdot 100 \Rightarrow Y_1 = 48,03 \% \neq 48,17 \%$ avec $\Delta Y_1 = 0,14 \% < 1\%$
- $Y_2 = \frac{16,94}{62,83 - 30,18} \cdot 100 \Rightarrow Y_2 = 51,88 \% \neq 51,96 \%$ avec $\Delta Y_1 = 0,08 \% < 1\%$

Donc les résultats sont en bon accord avec les premiers.

c. Calcul du débit spécifique du perméateur à la production :

$$Q_{sp} = \frac{Q_T}{5} = \frac{47,12}{5}$$

$$Q_{sp} = 9,42 \text{ GPM/perméateur}$$

$$= 13564,8 \text{ GPD/perméateur}$$

d. Calcul du nombre de perméateurs total de l'installation :

$$N_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{sp}}$$

Tel que :

Q_{PT} = débit total de production,

Q_{PT} = débit d'eau brute × conversion totale

$$Q_{PT} = 13584 \times 0,75 \times 264,2$$

$$Q_{PT} = 2691669,6 \text{ GPD.}$$

D'où :

$$N_T = \frac{2691669,6}{13564,8} = 198,4 = \mathbf{198 \text{ perméateurs.}}$$

e. Calcul du nombre de perméateurs dans chaque ligne :

On choisit 2 lignes, dont chacune comporte un nombre de perméateurs n, tel que :

$$n = \frac{N_T}{2} = 99 \text{ perméateurs.}$$

f. Calcul de la disposition par étage :

- Etage 1 : $99 \cdot \frac{3}{5} = 59$ perméateurs.
- Etage 2 : $99 - 59 = 40$ perméateurs.

g. Calcul du débit de production en m³/j :

- Etage 1 : $Q_{p1} = \frac{10,06 \cdot 59 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 3235,04 \text{ m}^3/\text{j}$
- Etage 2 : $Q_{p2} = \frac{8,47 \cdot 40 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 1846,6 \text{ m}^3/\text{j}$

Le débit de production d'une ligne est :

$$Q_{pt} = 3235,04 + 1846,6$$

$$Q_{pt} = 5081,64 \text{ m}^3/\text{j}$$

Le débit de production de l'installation d'osmose inverse pour la disposition 3/2 est :

$$Q_{pT} = 2 \cdot 5081,64 = 10163,28 \text{ m}^3/\text{j}$$

h. Calcul du débit de rejet :

$$Q_{RT} = \frac{7,89 \cdot 40 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} \cdot 2 = 3293,2 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_{RT} = 3293,2 \text{ m}^3/\text{j}$$

i. Calcul de la conversion totale :

$$Y_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{PT} + Q_{RT}} = \frac{10163,28}{10163,28 + 3293,2} \cdot 100$$

$$Y_T = 75,53 \%$$

VI-6-3- Arrangement 5/3 :

- Etage 1 : $5Q_{p1}=5.10,15= 50,75$ GPM.
- Etage 2 : $3Q_{p2}=3.8,48= 25,44$ GPM.

Donc $Q_{PT}=50,75 +25,44$

$$Q_{PT}= 76,19 \text{ GPM}$$

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT}=\frac{Q_{PT}}{Y_T}=\frac{76,19}{0,75}$$

$$Q_{FT}= 101,59 \text{ GPM}$$

- $Y_1=\frac{50,75}{101,59} \cdot 100 \Rightarrow Y_1= 49,96 \%$
- $Y_2=\frac{25,44}{101,59 - 50,75} \cdot 100 \Rightarrow Y_2=50,04 \%$

a. Calcul des capacités corrigées en utilisant les nouvelles conversions :

Etage 1 :

- $C_{F1}= 1369,18$ ppm NaCl avec $Y_1=49,96\%$
- $C_{R1}= 2736,17$ ppm NaCl
- $C_{FR1}= 2052,68$ ppm NaCl
- $\Pi_{FR1}= 23,76$ psi
- $PCF_1= 1,057$
- $MFRC_1= 0,765$
- $Q_{P1}= 10,12$ GPM
- $Q_{F1}= 20,26$ GPM
- $Q_{R1}= 10,14$ GPM
- $Q_{FR1}= 15,2$ GPM
- $SPCF_1= 0,57$
- $SP_1= 0,057 = 5,7 \%$
- $\Delta P_{FR1}= 9,41$ psi

Etage 2 :

- $P_{F2} = 355,59$ psi
- $C_{F2} = CR1 = 2736,17$ ppm NaCl avec $Y_2 = 50,04$ %
- $C_{R2} = 5476,72$ ppm NaCl
- $C_{FR2} = 4106,15$ ppm NaCl
- $\Pi_{FR2} = 47,62$ psi
- $PCF_2 = 0,857$
- $MFRC_2 = 0,788$
- $Q_{P2} = 8,46$ GPM
- $Q_{F2} = 16,91$ GPM
- $Q_{R2} = 8,45$ GPM
- $Q_{FR2} = 12,68$ GPM
- $SPCF_2 = 0,7$
- $SP_2 = 0,07 = 7$ %
- $\Delta P_{FR2} = 7,64$ psi

b. Calcul des nouvelles conversions :

- Etage 1 : $5Q_{p1} = 5 \cdot 10,12 = 50,6$ GPM.
- Etage 2 : $3Q_{p2} = 3 \cdot 8,46 = 25,38$ GPM.

Donc $Q_{PT} = 50,6 + 25,38$

$Q_{PT} = 75,98$ GPM
--

Avec un taux de conversion de 75%, le débit d'alimentation est :

$$Q_{FT} = \frac{Q_{PT}}{Y_T} = \frac{75,98}{0,75}$$

$Q_{PT} = 101,31$ GPM

$$Y_1 = \frac{50,6}{101,31} \cdot 100 \Rightarrow Y_1 = 49,95 \% \neq 49,96\% \text{ avec } \Delta Y_1 = 0,01\% < 1\%$$

$$Y_2 = \frac{25,38}{101,31 - 50,6} \cdot 100 \Rightarrow Y_2 = 50,05 \% \neq 50,04 \% \text{ avec } \Delta Y_1 = 0,01 \% < 1\%$$

Donc les résultats sont en bon accord avec les premiers.

c. Calcul du débit spécifique du perméateur à la production :

$$Q_{sp} = \frac{Q_T}{8} = \frac{75,98}{8}$$

$$Q_{sp} = 9,5 \text{ GPM/perméateur}$$

$$= 13680 \text{ GPD/perméateur}$$

d. Calcul du nombre de perméateurs total de l'installation :

$$N_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{sp}}$$

Tel que :

Q_{PT} = débit total de production,

Q_{PT} = débit d'eau brute \times conversion totale

$$Q_{PT} = 13584 \times 0,75 \times 264,2$$

$$Q_{PT} = 2691669,6 \text{ GPD.}$$

D'où :

$$N_T = \frac{2691669,6}{13680} = 196,35 = \mathbf{196 \text{ perméateurs.}}$$

e. Calcul du nombre de perméateurs dans chaque ligne :

On choisit 2 lignes, dont chacune comporte un nombre de perméateurs n, tel que :

$$n = \frac{N_T}{2} = 98 \text{ perméateurs.}$$

f. Calcul de la disposition par étage :

- Etage 1 : $98 \cdot \frac{5}{8} = 61$ perméateurs.
- Etage 2 : $98 - 61 = 37$ perméateurs.

g. Calcul du débit de production en m³/j :

- Etage 1 : $Q_{p1} = \frac{10,12 \cdot 61 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 3364,65 \text{ m}^3/\text{j}$
- Etage 2 : $Q_{p2} = \frac{8,46 \cdot 37 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} = 1706,09 \text{ m}^3/\text{j}$

Le débit de production d'une ligne est :

$$Q_{pt} = 3364,65 + 1706,09$$

$$Q_{pt} = 5070,74 \text{ m}^3/\text{j}$$

Le débit de production de l'installation d'osmose inverse pour la disposition 3/2 est :

$$Q_{pT} = 2 \cdot 5070,74 = 10141,48$$

h. Calcul du débit de rejet :

$$Q_{RT} = \frac{8,45 \cdot 37 \cdot 60 \cdot 24}{264,2} \cdot 2 = 3112,18 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_{FT} = 3112,18 \text{ m}^3/\text{j}$$

i. Calcul de la conversion totale :

$$Y_T = \frac{Q_{PT}}{Q_{PT} + Q_{RT}} = \frac{10141,48}{10141,48 + 3112,18} \cdot 100$$

$$Y_1 = 76,52\%$$

VI-7- Prévision de qualité d'eau osmosée :

La concentration moyenne de chaque élément est donnée dans le tableau VI-2.

VI-7-1- Calcul de la qualité de l'eau produite :

Pour le perméateur B9 N°840-170 dont le taux de passage des sels à travers la membrane SP, est inférieur à 10 %, sous les conditions standards de fonctionnement.

Le taux de passage en sels (SP), dans les conditions de fonctionnement est différent.

On calcule le taux de passage en sels (SP), pour les deux étages ainsi que les débits totaux par la méthode suivante :

a. Pour la disposition 2/1 :

Exemple de calcul :

$$[Ca^{2+}]_F = 217 \text{ mg/l}$$

$$SP_1 = 0,059 = 5,9 \%$$

$$SP_2 = 0,067 = 6,7 \%$$

Etage 1 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[Ca^{2+}]_{P1} = SP_1 \cdot [Ca^{2+}]_F = 0,059 \cdot 217$$

$$[Ca^{2+}]_{P1} = 12,80 \text{ ppm}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[Ca^{2+}]_{R1} = \frac{[Ca^{2+}]_F - Y_1 [Ca^{2+}]_{P1}}{1 - Y_1} = \frac{217 - 0,5278 \cdot 12,80}{1 - 0,5278}$$

$$[Ca^{2+}]_{R1}=445,24 \text{ ppm}$$

Etage 2 :

- Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :

$$[Ca^{2+}]_{P2}=SP_2 \cdot [Ca^{2+}]_{R1} = 0,067 \cdot 445,24$$

$$[Ca^{2+}]_{P2}=29,83 \text{ ppm}$$

- Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :

$$[Ca^{2+}]_{R2} = \frac{[Ca^{2+}]_{R1} - Y_2 [Ca^{2+}]_{P2}}{1 - Y_2} = \frac{445,24 - 0,4706 \cdot 29,83}{1 - 0,4706}$$

$$[Ca^{2+}]_{R2}=814,51 \text{ ppm}$$

- Calcul de la concentration moyenne :

$$[Ca^{2+}]_{\text{moy}} = \frac{Q_{P1} [Ca^{2+}]_{P1} + Q_{P2} [Ca^{2+}]_{P2}}{Q_{PT}}$$

$$= \frac{10,06 \cdot 12,80 + 8,47 \cdot 29,83}{18,53}$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{moy}}=20,58 \text{ ppm}$$

Tableau VI-3 : Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 2/1

Elément chimique	Etage 1				Etage 2		
	Concentration D'alimentation (ppm)	SP ₁ %	Concent du Produit en ppm	Concent du Rejet (ppm)	SP ₁ %	Produit en ppm	Concent moyenne (ppm)
Ca ²⁺	217	0,059	12,80	445,24	0,067	29,83	20,58
Mg ²⁺	100		5,9	205,18		13,75	9,49
Na ⁺	289		17,05	592,97		39,73	27,42
K ⁺	24		1,42	49,24		3,30	2,28
Cl ⁻	497		29,32	1019,75		68,32	47,15
SO ₄ ⁻	765		45,14	1569,62		105,16	72,57
NO ₃ ⁻	7		0,41	14,37		0,96	0,66
HCO ₃ ⁻	140		8,26	287,25		19,25	13,28
							193,43

L'eau osmosée a une salinité de 193,43 ppm alors que la salinité était de 2036 ppm avant sa déminéralisation.

b. Pour la disposition 3/2 :

Exemple de calcul :

$[Ca^{2+}]_F = 217 \text{ mg/l}$

$SP_1 = 0,056$

$SP_2 = 0,071$

$Y_1 = 48,03$

$Y_2 = 51,88$

Etage 1 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[Ca^{2+}]_{P1} = SP_1 \cdot [Ca^{2+}]_F = 0,056 \cdot 217$$

$$[Ca^{2+}]_{P1} = 12,15 \text{ ppm}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[Ca^{2+}]_{R1} = \frac{[Ca^{2+}]_F - Y_1 [Ca^{2+}]_{P1}}{1 - Y_1} = \frac{217 - 0,4803 \cdot 12,15}{1 - 0,4803}$$

$$[Ca^{2+}]_{R1} = 406,32 \text{ ppm}$$

Etage 2 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[Ca^{2+}]_{P2} = SP_2 \cdot [Ca^{2+}]_{R1} = 0,071 \cdot 406,32$$

$$[Ca^{2+}]_{P2} = 28,85 \text{ ppm}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[Ca^{2+}]_{R2} = \frac{[Ca^{2+}]_{R1} - Y_2 [Ca^{2+}]_{P2}}{1 - Y_2} = \frac{406,32 - 0,5188 \cdot 28,85}{1 - 0,5188}$$

$$[Ca^{2+}]_{R2} = 813,28 \text{ ppm}$$

- **Calcul de la concentration moyenne :**

$$[Ca^{2+}]_{\text{moy}} = \frac{Q_{P1} [Ca^{2+}]_{P1} + Q_{P2} [Ca^{2+}]_{P2}}{Q_{PT}}$$

$$= \frac{10,06 \cdot 12,15 + 8,47 \cdot 28,85}{18,53}$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{moy}} = 19,78 \text{ ppm}$$

Tableau VI-4 : Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 3/2

Elément chimique	Etage 1				Etage 2		
	Concentration D'alimentation (ppm)	SP ₁ %	Concent du Produit en ppm	Concent du Rejet (ppm)	SP ₁ %	Produit en ppm	Concent moyenne (ppm)
Ca ²⁺	217	0,056	12,15	406,32	0,071	28,85	19,78
Mg ²⁺	100		5,6	187,24		13,29	9,12
Na ⁺	289		16,18	541,14		38,42	26,35
K ⁺	24		1,34	44,94		3,19	2,19
Cl ⁻	497		27,83	930,6		66,07	45,31
SO ₄ ⁻	765		42,84	1432,41		101,7	69,74
NO ₃ ⁻	7		0,39	13,11		0,93	0,64
HCO ₃ ⁻	140		7,84	262,14		18,61	12,76
							185,89

L'eau osmosée a une salinité de 185,89 ppm alors que la salinité était de 2036 ppm avant sa déminéralisation.

c. Pour la disposition 5/3 :

Exemple de calcul :

$$[Ca^{2+}]_F = 217 \text{ mg/l}$$

$$SP_1 = 0,057$$

$$SP_2 = 0,07$$

$$Y_1 = 49,95 \%$$

$$Y_2 = 50,05 \%$$

$$Q_{P1} = 10,12 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_{P2} = 8,46 \text{ m}^3/\text{j}$$

Etage 1 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[Ca^{2+}]_{P1} = SP_1 \cdot [Ca^{2+}]_F = 0,057 \cdot 217$$

$$[Ca^{2+}]_{P1} = 12,37 \text{ ppm}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[Ca^{2+}]_{R1} = \frac{[Ca^{2+}]_F - Y_1 [Ca^{2+}]_{P1}}{1 - Y_1} = \frac{217 - 0,4995 \cdot 12,37}{1 - 0,4995}$$

$$[Ca^{2+}]_{R1} = 421,22 \text{ ppm}$$

Etage 2 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[Ca^{2+}]_{P2} = SP_2 \cdot [Ca^{2+}]_{R1} = 0,07 \cdot 421,22$$

$$[Ca^{2+}]_{P2} = 29,49 \text{ ppm}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[Ca^{2+}]_{R2} = \frac{[Ca^{2+}]_{R1} - Y_2 [Ca^{2+}]_{P2}}{1 - Y_2} = \frac{421,22 - 0,5005 \cdot 29,49}{1 - 0,5005}$$

$$[Ca^{2+}]_{R2} = 813,73 \text{ ppm}$$

- **Calcul de la concentration moyenne :**

$$[Ca^{2+}]_{\text{moy}} = \frac{Q_{P1} [Ca^{2+}]_{P1} + Q_{P2} [Ca^{2+}]_{P2}}{Q_{PT}}$$

$$= \frac{10,12 \cdot 12,37 + 8,46 \cdot 29,49}{18,58}$$

$$[Ca^{2+}]_{moy} = 20,17 \text{ ppm}$$

Tableau VI-5 : Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous pour la disposition 5/3

Elément chimique	Etage 1				Etage 2		
	Concentration D'alimentation (ppm)	SP ₁ %	Concent du Produit en ppm	Concent du Rejet (ppm)	SP ₁ %	Produit en ppm	Concent moyenne (ppm)
Ca ²⁺	217	0,057	12,37	421,22	0,07	29,49	20,17
Mg ²⁺	100		5,7	194,11		13,59	9,29
Na ⁺	289		16,47	560,99		39,27	26,85
K ⁺	24		1,37	46,58		3,26	2,23
Cl ⁻	497		28,33	964,73		67,53	46,18
SO ₄ ⁻	765		43,61	1484,95		103,95	71,08
NO ₃ ⁻	7		0,4	13,59		0,95	0,65
HCO ₃ ⁻	140		7,98	271,76		19,02	13,01
							189,46

L'eau osmosée a une salinité de 189,46 ppm alors que la salinité était de 2036 ppm avant sa déminéralisation.

Tableau VI-6 : Résultats obtenus pour les 3 arrangements

Arrangement	Etage	Taux de conversion par étage Y_i (%)	Nombre de perméateur par étage	Débit de production par étage (m^3/j)	Nbre de perméateurs total	Taux de conversion	Q_{PT}	Salinité résiduelle TDSPT
2/1	1 ^{er}	52,78	65	3564,03	196	76,96	10174,96	193,43
	2 ^{ème}	47,06	33	1523,45				
3/2	1 ^{er}	48,03	59	3235,04	198	75,53	10163,28	185,89
	2 ^{ème}	51,88	40	1846,6				
5/3	1 ^{er}	49,95	61	3364,65	196	76,52	10141,48	189,46
	2 ^{ème}	50,05	37	1706,09				

VI-7-2- Interprétation des résultats :

Pour la détermination des conversions totales et les débits de production les plus importants, on est passé par 3 arrangements « 2/1, 3/2, 5/3 », à partir des résultats du tableau VI-6, l'arrangement 2/1 est le plus adéquat, il donne :

Le débit de production le plus élevé : 10174,96 m^3/j , avec le taux de conversion le plus élevé :

76,96 % et un nombre minimum de perméateurs ce qui diminue l'encombrement d'agencement des modules et le coût d'exploitation.

VI-8- Equations de dilution :

La salinité de l'eau produite, fixée par l'ADE est de 800 ppm. Or l'eau osmosée selon l'arrangement 2/1 a une salinité beaucoup plus faible, on peut donc la mélanger avec de l'eau filtrée. Cela permettra d'augmenter le débit total de production et réduire ainsi le coût du m³ d'eau produite.

Le débit d'eau filtrée et le débit total sont déterminés par les équations suivantes :

$$Q_D \cdot C_D = Q_P \cdot C_P + Q_F \cdot C_F$$

$$Q_D = Q_P + Q_F$$

Q_D et C_D : débit et concentration après dilution ;

Q_P et C_P : débit et concentration de l'eau osmosée ;

Q_F et C_F : débit et concentration de l'eau filtrée.

$$Q_D = 13584 \text{ m}^3/\text{j.}$$

C_D : solides totaux dissous recommandés par l'OMS $TDS \leq 1000 \text{ mg/l}$ et fixés par l'ADE à 800 ppm.

$$C_F = 2039 \text{ ppm.}$$

$$C_P = 193,43 \text{ ppm.}$$

La résolution des systèmes d'équation donne :

$$Q_P = 9119,45 \text{ m}^3/\text{j.}$$

$$Q_F = 4464,55 \text{ m}^3/\text{j.}$$

Chapitre VII :

Evaluation du prix d'un mètre
cube d'eau dessalée

VII-1- Introduction :

Le dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres est limité aux coûts d'investissement et d'exploitation de ces stations et donc au prix de revient du mètre cube (m^3) d'eau produit :

Dans une publication des nations unis « ressources naturelles /série eau n° 21 (1989), il est noté : « Malgré les prédictions faites dans les années 60, les coûts de l'eau dessalée n'ont pas diminué bien qu'ils soient en certaine mesure stabilisée au cours des années 1980, avec le développement du prix de pétrole depuis 1970, auquel s'ajoutent les taux élevés d'intérêt et d'inflation des prix de matériaux, la plupart des projets de dessalement dépassent actuellement les moyens de la grande majorité des collectivités des pays en développement » [15]

VII-2- Coûts de l'eau dessalée et ordres de grandeur :

Les coûts de dessalement diminuent de manière importante avec la taille de l'installation d'où l'intérêt de construire des installations de capacités importantes, comme le montre le tableau suivant : [16]

Tableau VII-1 : Coûts des installations

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

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

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

Tableau VII-2 : Composition du coût d'un mètre cube dessalée

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

VII-3- Prix de revient du mètre cube d'eau dessalée :

Il est influencé par plusieurs facteurs :

a. Facteurs liés au site de l'installation :

- Qualité de l'eau d'alimentation :

La qualité de l'eau brute nous renseigne sur le type de prétraitement adéquat ;

- Température de l'eau d'alimentation :

Pour le procédé d'osmose inverse, l'augmentation de 1°C entraîne une augmentation de production de 3 % ;

- Prix d'énergie :

Suivant la disponibilité de l'énergie, le prix d'un mètre cube d'eau dessalée peut varier considérablement, le coût d'énergie est très élevé pour des sites isolés.

b. Facteurs liés à l'usine :

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

- Facteurs d'ordres techniques :
 - Volume d'eau produit ;
 - Qualité de l'eau produite ;
 - Type de perméateurs utilisés ;
 - Pression d'alimentation ;
 - Taux d'exploitation, de conversion et de dosage chimique.

- Facteurs d'ordres économiques :

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

c. Coûts des projets de dessalement :

Ce coût est principalement engendré par :

1. Coût d'investissement :

- Coût de génie civil :

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

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

Ces équipements couvrent :

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

- Coût du système de contrôle :

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

- Coût auxiliaire :

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

2. Coût d'exploitation :

- Coût de la main d'œuvre ;
- Coût de remplacement des membranes défectueuses ;
- Frais d'entretien et de maintenance ;
- Coût de consommation des produits chimiques dans le prétraitement et le poste traitement ;
- Coût de la consommation énergétique : elle représente une partie importante du coût d'exploitation, elle est liée :
 - Au pompage de l'eau brute à partir de la prise d'eau ;
 - Au système de prétraitement ;
 - A la pompe haute pression ;
 - Au pompage de l'eau produite ;
 - A la recirculation ;
 - Consommations diverses.

VII-4- Estimation du prix de revient :

Le prix de revient du m³ d'eau dessalée est la somme des éléments qui le constituent, ainsi on note : [16]

VII-4-1- Frais d'investissement :

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

$$I = E + G$$

E : coûts des équipements ;

G : coût du génie civil.

a. Equipements :

- Fourniture et montage des systèmes de raccordements de la prise d'eau et réservoir de stockage = 791960000 DA.

- Poste de dessalement : le prix d'un module B9 est de l'ordre de 2475 \$ US [17], avec :

1\$ qui équivaut 95 DA actuellement, d'où le prix d'un module B9 est estimé à :

235125 DA, avec un nombre de perméateurs de 196 ce qui donne :

$$P = 235125 \cdot 196 = 46084500 \text{ DA.}$$

- Transformateur SONELGAZ :

- Amenée d'énergie électrique y compris le poste de transformation :

53500000 DA.

- Fournitures et installation des groupes électrogènes :

Ce qui donne un transformateur SONELGAZ de :

228500000 DA.

- Equipements électromécaniques : 469000000 DA ;

- Equipements de laboratoire : 489224181 DA.

Donc :

$$E = 791960000 + 46084500 + 228500000 + 469000000 + 489224181$$

E = 2024768681 DA.

b. Génie civil :

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

$$G = 14800000 \text{ DA.}$$

On aura ainsi le coût d'investissement :

$$I = E + G = 2024768681 + 14800000$$

$$I = 2039568681 \text{ DA.}$$

VII-4-2- Frais d'exploitation :

Ces frais sont constitué des :

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

On aura donc :

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

Avec :

$$W = 196300,57 \text{ DA;}$$

$$MO = 170000 \text{ DA;}$$

$$M = 3569,46 \text{ DA;}$$

$$F = 12014 \text{ DA;}$$

$$C = 69079,1 \text{ DA;}$$

$$E_x = 450963,13 \text{ DA/j.}$$

VII-4-3- Charges financières :

- Amortissement 20 ans ; 2039568681
- Annuité d'exploitation (selon inflation) = 6 % ;
- Charge d'exploitation. $B = A + E_x + 0,06 A$

$$\text{Avec } A = \frac{I}{365.20} = \frac{2039568681}{365.20} = 279392,97 \text{ DA/j.}$$

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

$$B = 279392,97 + 450963,13 + 0,06 \cdot 279392,97$$

$$B = 741119,68 \text{ DA/j}$$

VII-4-3- Prix du mètre cube d'eau dessalée :

Notre projet consiste à déminéraliser une eau salée à partir de 5 forages totalisant un débit de 13584 m³/j destinée à l'alimentation de la ville de Ouargla.

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

$$P = \frac{741119,68}{13584} = 55 \text{ DA/m}^3$$

$P = 55 \text{ DA/m}^3$

Chapitre VIII :

Dysfonctionnements des stations de dessalement

VIII-1- Introduction :

Le dessalement est un enjeu stratégique, il représente une ressource alternative qui apporte des réponses aux besoins en eau à court et à long terme.

Néanmoins, La technique d'osmose inverse est très délicate, par l'utilisation des membranes sensibles qui peuvent se colmater et réduire de ce fait le rendement du procédé. La chute de performances d'une installation d'osmose inverse est due à l'entartrage, corrosion et au colmatage des surfaces de membranes.

Pour y remédier, le choix d'un prétraitement est d'une importance majeure pour les procédés de dessalement en particulier l'osmose inverse, puisqu'il assure aux membranes une durée de vie maximale et optimise les performances du système.

Le choix de la meilleure filière de prétraitement n'est jamais simple, il dépend de l'origine et de la qualité de l'eau brute.

VIII-2- Entartrage : [12]

L'entartrage est la précipitation et l'accumulation à la surface de la membrane des sels les moins solubles : alcalino-terreux, tels que :

- Le carbonate de calcium CaCO_3 ;
- Le sulfate de calcium CaSO_4 ;
- L'hydroxyde de magnésium $\text{Mg}(\text{OH})_2$,
- Les silicates de calcium dont CaSiO_3 ,
- Les silicates de magnésium dont MgSiO_3 ,
- Le sulfate de baryum BaSO_4 ,
- Le fluorure de calcium CaF_2 . (figure n°2, annexe).

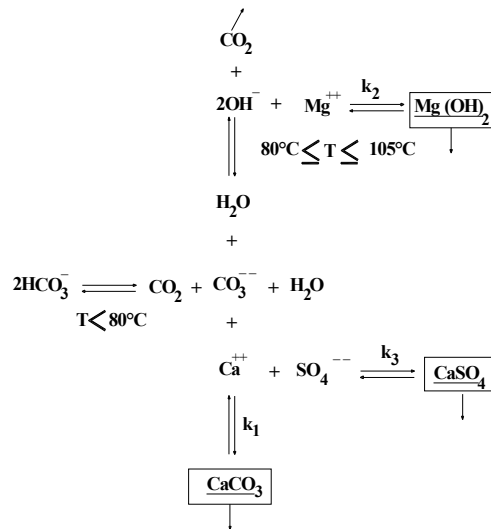


Figure VIII-1 : Réactions de précipitation

Les sels partiellement insolubles qui causent des problèmes dans les installations d'osmose inverse sont principalement le carbonate de calcium, le sulfate de calcium (CaSO_4) et la silice, mais aussi le fluorure de calcium (CaF_2), le sulfate de baryum (BaSO_4) et le sulfate de strontium (SrSO_4).

VIII-2-1- Théorie de l'entartrage : [6]

La théorie d'entartrage est liée à deux phénomènes :

- Si la limite de solubilité est dépassée, on peut dire qu'il y a sursaturation : aspect thermodynamique ;
- En combinaison avec une vitesse de déposition suffisamment rapide : c'est l'aspect cinétique.
- **Aspect thermodynamique (la sursaturation) :**

Pour une solution donnée, la formation d'une nouvelle phase ne peut y avoir lieu que si l'on dépasse la courbe de solubilité. La solubilité de la plupart des sels augmente avec la température, pour d'autres comme le carbonate de calcium et le sulfate de calcium au delà de 40°C , la solubilité diminue avec la température et la sursaturation dans ce cas peut être atteinte de deux manières :

- Soit par concentration de la solution à température constante (la droite MA) ;
- Soit par augmentation de la température à concentration constante (la droite MB), ou par la combinaison des deux (MM').

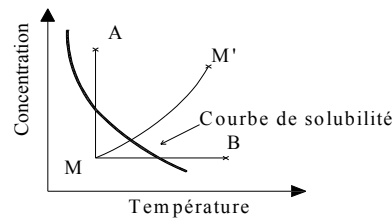


Figure VIII-2 : La sursaturation

- **Aspect cinétique (nucléation et croissance cristalline) :**

a. **La nucléation :**

La nucléation est le phénomène qui accompagne les changements d'état de la matière et qui consiste à l'apparition au sein d'un milieu donné (sites de nucléation), de points de transformation à partir desquels se développe une nouvelle structure cristalline.

- **Nucléation homogène : [10]**

Quand les ions libres en solution forment le nucléi, on dit que la nucléation est homogène

- **Nucléation hétérogène :**

Dans ce cas la formation de nucléi s'effectue au contact d'une interface : parois, cristaux déjà formés, poussière...

b. Zone métastable :

Un nucléus est instable et tend à se redissoudre au dessous d'une taille critique. Au-delà, le nucléus pourra croître, ceci correspond à une sursaturation à dépasser pour qu'il y ait nucléation spontanée. C'est ce que le physicien et chimiste Ostwald, le premier qui a appelé zone métastable du diagramme de solubilité, cette zone se situe entre la courbe de solubilité thermodynamique et la seconde courbe de solubilité, au delà de laquelle il y a nucléation spontanée.

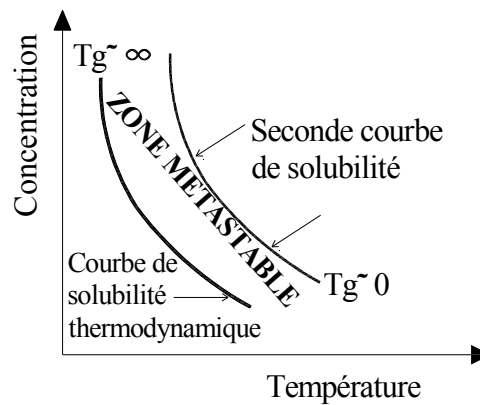


Figure VIII-3 : Zone de métastabilité

c. Temps de latence ou temps de germination T_g :

Le temps de latence ou de germination est le temps nécessaire pour qu'un nombre suffisant de molécules se rassemblent en un réseau cristallin pour la formation des germes stables (nucléi).

d. La croissance cristalline :

Lorsque les embryons ont atteint la taille de nucléus critique, la croissance a lieu puisque la solution sursaturée tend vers l'état d'équilibre par précipitation.

Dans la plupart des cas, l'équation générale de croissance cristalline pour une vitesse moyenne de précipitation est la suivante :

$$\frac{dm}{dt} = K.S.(C - C^*)^n$$

Où :

$\frac{dm}{dt}$: masse déposée par unité de temps ;

S : surface cristalline en croissance ;

C, C* : concentration au temps t, à l'équilibre.

Généralement la croissance (cinétique de précipitation) à partir d'une solution est la suite de deux étapes :

- Diffusion des constituants ;
- Intégration au réseau cristallin.

La cinétique de précipitation d'un composé entartrant de carbonate de calcium ou sulfate de calcium est représentée sur la figure suivante :

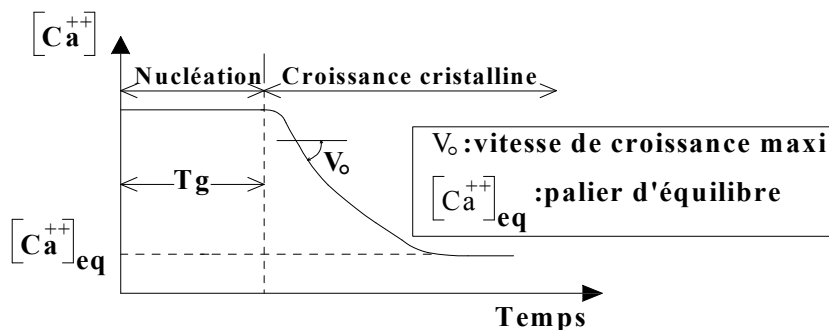


Figure VIII-4 : Cinétique de précipitation d'un composé entartrant type $CaCO_3$ ou $CaSO_4$

VIII-2-2- Principaux dépôts de tartre rencontrés en dessalement :

Les principaux dépôts que l'on rencontre en dessalement :

- Les carbonates ;
- Les hydroxydes ;
- Les sulfates.

Les variations de la température de début de précipitation pour les principaux types de tartre sont représentées sur le tableau suivant :

Tableau VIII-1 : Variation de la température de précipitation pour chaque forme de précipité

Nature des précipitations	CaCO ₃	Mg(OH) ₂	CaSO ₄
Température de début de précipitation	60-70°C	90°C	105-110°C

VIII-2-3- Influence des tartres sur les installations :

Par la diversité de leurs origines, les dépôts de tartre ont des conséquences considérables sur le fonctionnement des installations de dessalement :

- Réduction de la section de passage ;
- Dégradation des états de surface ;
- Par leur très forte adhérence, les tartres mènent à une constance de débit ;
- Augmentation des pertes de charge pour un débit constant ;
- Obturation de la conduite du fait de la diminution de son diamètre par les dépôts de tartre.

VIII-2-4- Méthodes de lutte contre l'entartrage :

Par sa définition, l'entartrage est un dépôt de sels, une analyse précise de ces éléments et de leur variation dans le temps est la base indispensable pour la bonne conception d'une installation.

a. Vérification de la concentration et le taux de conversion : [12]

Pour un couple d'ions donné (i, j), il faut vérifier que tous les couples de cation i- anion j à leur concentration dans le rejet ne peuvent précipiter, et donc que le produit de leur concentration au rejet n'excède pas le produit de solubilité du sel i,j (K_sij) correspondant.

Ce qui se traduit, à température et PH donnés par la relation :

$$C_r * C_{rj} = \frac{10^4 * C_{ai} * C_{aj}}{(100 - Y)^2} < K_{sij}$$

Ou encore :

$$Y \leq 100 \left[1 - \sqrt{\frac{C_{ai} * C_{aj}}{K_{sij}}} \right]$$

Où :

C_{ai} et C_{aj} sont les concentrations des ions i et j à l'alimentation ;

C_{ri} et C_{rj} sont les concentrations des ions i et j au rejet.

Dans le cas où l'un des sels limite trop la conversion, des prétraitements sont à appliquer afin d'éliminer ou du moins de réduire la concentration de l'un des ions constituant le sel.

b. Les prétraitements :

1. Inhibiteurs d'entartrage : [6]

Ce sont des produits tartrifuges injectés à de très faibles doses (quelques ppm) dans l'eau d'appoint, ils permettent en général, par un effet de seuil ou en distordant le réseau cristallin du sel risquant de précipiter et de bloquer temporairement sa précipitation. Il faut toutefois vérifier que ces produits sont compatibles :

- Avec la membrane et donc ont été formulés spécifiquement ;
- Mais aussi avec tous les composants de l'eau et les réactifs de prétraitement.

- **Les polyphosphates :**

Les poly phosphates sont des sels de sodium dans la plupart des cas, des acides ortho- phosphoriques et polyphosphoriques.

- **Les organo-polyphosphates :**

Ils sont synthétisés par acylation de l'acide phosphoreux, ils ont une meilleure stabilité en présence du chlore.

- **Les polymères carboxyliques :**

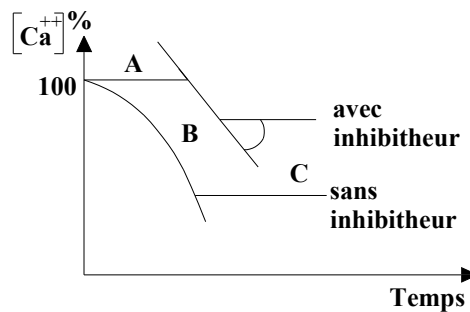
Ces polymères synthétiques sont des molécules longues caractérisées par leur poids moléculaire, leur efficacité est due à deux effets complémentaires : l'effet de seuil et l'effet dispersant.

- **L'effet seuil :**

Une faible dose de tartrique retarde la précipitation, la croissance cristalline est ralentie par la présence d'autres espèces qui modifient l'agencement du cristal à la surface.

- **L'effet dispersant :**

Est l'aptitude à éviter la floculation et maintenir les cristaux de tartre déjà formés en solution colloïdale stable.



A : étant la période de latence, les inhibiteurs efficaces allongent cette période et retardent la précipitation ;

B : est la période de développement des cristaux, la présence d'inhibiteurs diminue la vitesse de croissance des cristaux ;

C : c'est l'équilibre de précipitation.

L'ajout des inhibiteurs doit être à une dose optimale et une conversion limitée, sinon on aura risque de précipitation de la silice, ce qui peut être résolu par un désiliciage partiel mais plus économiquement, dans ce cas, par une réduction de quelques points de la conversion ce qui donne rapidement une marge de sécurité.

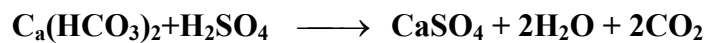
2. Germination ou ensemencement :

C'est la provocation de dépôts de tartre sur des germes cristallins, qui peuvent être du carbonate du calcium, du sulfate de calcium ou du sulfate de baryum.

Les risques de prise en masse au cours des arrêts existent ce qui explique le faible développement de ce procédé.

3. Décarbonatation à l'acide :

La décarbonatation à l'acide a pour but de réduire les ions HCO_3^- et donc éliminer le risque de précipitation du carbonate de calcium, par l'addition d'un acide fort, H_2SO_4 ou HCl qui déplace les carbonates sous forme de gaz carbonique.



L'addition d'acide est réglée par un PH-mètre, dont il faut fréquemment vérifier le fonctionnement pour limiter les risques d'incidents dus à un surdosage (corrosion, PH faible) ou sous-dosage (entartrage, PH fort).

4. Procédés d'adoucissement :

La dureté d'une eau correspond à l'ensemble des sels métalliques bivalents dissous dans l'eau. Il s'agit des hydrogénocarbonates, carbonates, chlorures, sulfates, calcium, magnésium, potassium et sodium. Ces 8 ions représentent 95% des substances dissoutes dans l'eau. La dureté est exprimée principalement par les ions calcium et magnésium : dureté calcique et magnésienne.

On peut réduire la dureté d'une eau en favorisant la précipitation des ions calcium et magnésium ou en utilisant des résines échangeuses d'ion.

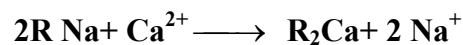
- **Procédés d'adoucissement par précipitation : [7]**

Suivant le type de dureté, on distingue :

- Procédé par ajout de chaux seulement, pour réduire la dureté carbonatée (la partie de la dureté totale chimiquement équivalente à la quantité de bicarbonates présents dans une eau) ;
- Procédé par addition de chaux et de soude pour réduire la dureté carbonatée et non carbonatée associée aux sulfates, chlorures, nitrates... ;
- Procédé par ajout d'un excès de chaux pour abaisser la dureté carbonatée élevée ;
- Procédé par ajout d'un excès de chaux et de soude pour réduire la dureté carbonatée et non carbonatée élevées.

- **Procédés d'adoucissement par résines échangeuses d'ions :**

Le procédé consiste à faire circuler l'eau sur des résines cationiques acides fort saturées en ion sodium ; sur ces résines, il se produit un échange ionique, schématisé par la réaction suivante :



VIII-3- **Corrosion** : [19]

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.

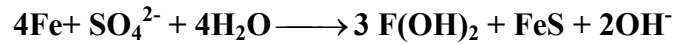
VIII-3-1- **Mécanismes de la corrosion** : [12]

- **Oxydoréduction** :

La corrosion est toujours composée de réactions d'oxydoréduction, l'exemple le plus courant de corrosion en solution est la rouille de fer, réaction chimique

complexe dans laquelle le fer se combine à la fois avec l'oxygène et avec l'eau pour former l'oxyde de fer hydraté.

Le phénomène est illustré par l'équation globale suivante :



- **Aspects électrochimiques de la corrosion :**

Les principaux facteurs de la corrosion sont les suivants :

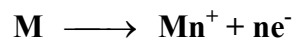
- Nature des matériaux ;
- Effet de l'humidité ;
- Présence des sels ;
- Facteurs du milieu, exp. présence d'oxygène.

Il existe deux aspects de corrosion :

- Aspect thermodynamique ;
- Aspect cinétique.

a. Aspects thermodynamique :

Si un métal M est plongé dans un électrolyte, à l'interface métal – solution se forme une couche double, dont la première est compacte par les ions adsorbés : c'est la couche Helmholtz qui est chargée de la charge du métal.



La deuxième couche est une couche diffuse dont laquelle la concentration des ions métalliques est supérieure à celle du milieu où se mêlent des colloïdes chargés électriquement c'est la couche Guy Chapman.

b. Aspect cinétique :

L'aspect cinétique est défini par les mécanismes qui conditionnent la vitesse de corrosion, cette dernière est intimement liée à l'intensité du courant de corrosion.

VIII-3-2- Principaux types de corrosion : [12]

- **Corrosion galvanique :**

Se produit lorsque deux métaux différents en contact électrique sont immergés dans une solution conductrice, elle résulte de la différence de potentiel électrochimique des deux métaux.

- **Corrosion généralisée :**

Si les produits de la réaction de corrosion sont solubles et si le matériau corrodé est de composition uniforme, la corrosion sera uniforme sur toute la surface.

- **Corrosion localisée :**

La corrosion qui n'est pas uniformément répartie sur une surface, mais se concentre sur une petite surface, est définie comme « corrosion localisée ».

- **Corrosion sous contrainte :**

La corrosion sous contrainte résulte de l'interruption de films protecteurs de surface par une déformation due à une contrainte. Cette forme de corrosion produit fréquemment des fissures qui peuvent entraîner le bris de l'élément affecté.

VIII-3-3- Facteurs de corrosivité d'une eau :

a. Oxygène dissous :

Dans une solution neutre, l'oxygène est important pour qu'il y'ait corrosion, sauf que la formation d'oxyde ferrique réagit comme barrière vis-à-vis de l'oxygène. Une eau mal aérée ne favorise pas la formation de cette couche mais elle favorise une corrosion.

b. CO₂ libre :

Un déséquilibre chimique peut engendrer des quantités de CO₂ libre ce qui fait augmenter le PH et rendre l'eau agressive. Dans une canalisation, les points hauts qui ne sont pas muni de ventouses ou par l'effet des coups de bélier, des accumulations gazeuses et des surpressions sont inévitables et par conséquence des émulsions corrodantes.

c. Les ions de chlorures et de sulfates (Cl^- , SO_4^{2-}) :

Ces ions peuvent être adsorbés par les couches passives de protection et peuvent les détruire.

d. L'ammonium (NH_4^+) :

Les ions d'ammonium favorisent la corrosion par piqûres, surtout lorsqu'il s'agit des alliages cuivreux.

e. La température :

Comme toute réaction chimique, une augmentation de la température favorise les réactions électrochimiques de corrosion.

f. La résistivité :

Une eau de résistivité faible facilite les échanges électrochimiques.

g. La turbidité :

Toutes les matières en suspension de type minéral ou organique, se déposent en film discontinu sur une surface et la corrodent biochimiquement. La corrosion est différentielle par la présence des zones d'aération différentielles du fait de la discontinuité des dépôts.

h. Le déséquilibre calcocarbonique :

L'eau doit être en équilibre calcocarbonique pour éviter toute sorte d'entartrage ou de corrosion, pour cela il faut que le PH de l'eau soit égale au PH d'équilibre dit : PH de saturation.

VIII-3-4- Les conséquences de corrosion :

- Rupture des conduites ;
- Augmentation de la rugosité ;
- Fuites d'eau ;
- Pollution de l'eau produite par des agents extérieurs.

VIII-3-5- Méthodes de lutte contre la corrosion : [6]

- Choix du matériau :

Le choix des matériaux d'une unité de dessalement par osmose inverse doit tenir compte des conditions particulières du procédé :

- Température ambiante (0 à 45°C) ;
- Eau saline complètement aérée ;
- PH pouvant être légèrement acide (PH=6) ;
- Cycles de lavage à PH acide (PH=2) et basique (PH=12) ;
- Pression élevée (50 à 70 bar) ;
- Vitesses variables.

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 haute pression qui englobe :

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

- a. Aciers austénitiques :

Les aciers austénitiques sont constitués d'aciers chrome- nickel comportant de nombreux éléments d'addition (Mo, Cu, Si, Ti, Nb). Leurs compositions sont équilibrées qu'ils conservent après traitements thermomécaniques et à température ambiante une structure austénitique.

Les additions de ces éléments modifient les propriétés :

- Le molybdène améliore la tenue à la corrosion localisée de type piqûres et crevasses,
- Une stabilisation (Ti-Nb) : un bas carbone réduit la sensibilisation à la corrosion intergranulaire,
- L'azote améliore la tenue à la corrosion localisée et augmente les caractéristiques mécaniques,

- L'augmentation des teneurs en Ni et Cr améliore la tenue à l'oxydation à chaud,
- L'augmentation de la teneur en Ni stabilise la tenue à la corrosion sous contrainte.

b. Alliages super austénitiques :

C'est des alliages austénitiques avec une forte teneur en Ni de 25 à 35 % et à teneurs en molybdène et chrome respectivement de 3,5 à 6 % et 20 à 25. Ces compositions assurent une bonne stabilité en milieux très agressifs.

c. Aciers austéno-ferritiques (Duplex) :

Ce sont des alliages fer-chrome-nickel dont la composition équilibrée pour obtenir une structure Duplex avec environ 50% d'austénite et 50% de ferrite. Ces alliages de faible teneur en nickel présentent des caractéristiques mécaniques élevées par rapport aux austénitiques et une bonne tenue à la corrosion intergranulaire et localisée.

d. Aciers ferritiques :

Ces des aciers avec 12 à 30 % de chrome et des teneurs en carbone inférieures à 0,02 à 0,1 %. En milieux agressifs, les nuances utilisées ont des faibles teneurs en carbone. Les nuances à moyenne teneur en chrome présentent de bonnes caractéristiques de soudabilité, une résistance mécanique et une résilience mais une résistance moyenne à la corrosion. L'accroissement de la teneur en chrome améliore la résistance à la corrosion avec cependant un abaissement des propriétés mécaniques, notamment la résilience.

e. Alliages à faibles teneurs en chlore :

Outre le titane, les alliages de forte teneur en nickel assure à leur tour une bonne tenue à la corrosion avec les alliages (Ni-Cr-Mo-Fe).

- **Lutte contre la corrosion par piqûres : [12]**

La corrosion par piqûres est initiée par la création des points faibles dus aux inclusions de sulfures ou d'oxydes. Elle progresse si le potentiel Redox de l'électrolyte est plus élevé que le potentiel de piqûres de l'acier inoxydable. On utilise en particulier la notion de « Pitting Resistance Equivalent » ou « PRE » :

$$PRE = Cr \% + Mo \%$$

On a constaté qu'une teneur élevée en azote augmentait la résistance aux piqûres, on a introduit un nouveau coefficient appelé PRE_N défini comme suit :

$$PRE_N = Cr \% + Mo \% + x N\%$$

x étant compris entre 15 et 30.

Pour éviter les corrosions par piqûres, on a intérêt à choisir un matériau ayant un PRE élevé tout en vérifiant la vitesse de circulation.

- **Lutte contre la corrosion galvanique :**

Ce type de corrosion ne peut se produire seule, c'est-à-dire sans qu'il y ait une action protectrice correspondante à l'égard du second métal, plus noble. Les règles à observer sont les suivantes :

- a. Chaque fois qu'il est possible, n'utiliser qu'un seul métal pour construire un équipement destiné à assurer un service dans l'eau de mer ;
- b. Là, où il n'est pas possible de construire en un seul alliage, s'assurer que les éléments essentiels sont en alliages nobles et donc protégés. Pour cela, il faut s'assurer que ces éléments essentiels sont plus cathodiques dans l'échelle des potentiels galvaniques.

VIII-4- Colmatage (fouling) :

Le colmatage est provoqué par le dépôt sur la membrane de toute particule qui n'est pas entraînée par le débit de balayage, par une accumulation due aux bactéries, à l'argile et aux produits de corrosion du fer, dans les pores de la membrane. (figure n°3, annexe).

Il s'ensuit un dépôt progressif souvent dénommé « gâteau » dont la résistance à l'écoulement s'additionne à celle de la membrane et provoque une perte de flux, cas des sulfures des métaux (oxydes- hydroxydes), (figure n°4, annexe).

VIII-4-1- Polarisation de la concentration : [25]

Les procédés membranaires permettent la rétention de solutés ioniques et de molécules organiques de faibles masses molaires. Pour ces procédés, le phénomène de polarisation de la concentration peut avoir des conséquences importantes sur leur productivité surtout lors de la filtration d'eaux de mer ou d'eaux saumâtres. En cours de filtration, les ions et les molécules organiques s'accumulent à proximité de la membrane. Leur concentration est donc plus élevée à la surface de la membrane que dans le cœur de l'écoulement tangentiel. En effet, il se crée une zone où la concentration augmente, du cœur de l'écoulement vers la membrane, avec une valeur maximale à la surface de la membrane. Cela survient à cause du transport rapide des solutés par convection vers la membrane comparativement à leur lente rétrodiffusion vers le cœur de l'écoulement. C'est ce qu'on appelle la polarisation de la concentration.

VIII-4-2- Principe du colmatage :

Il existe deux principales catégories de colmatage :

- Le colmatage abiologique ;
- Le colmatage microbiologique.

a. Le colmatage abiologique (encrassement) :

Il y a de nombreux éléments colmatants présents dans les eaux tels que les particules, les colloïdes, les substances organiques dissoutes et les substances inorganiques peu solubles.

Toutefois, les matières inorganiques sont considérées comme peu influentes sur le colmatage par rapport à la matière organique dans le cas des eaux douces de surface colorées et peu minéralisées. C'est la fraction humique de la matière organique qui par sa nature hydrophobe contribue, à priori, le plus significativement au colmatage. Ces agents colmatants sont associés au colmatage abiotique qui peut se manifester de deux façons : par le dépôt de matière à l'intérieur des pores de la membrane et par le dépôt de matière à sa surface. La figure suivante illustre différents scénarios de colmatage abiotique d'une membrane.

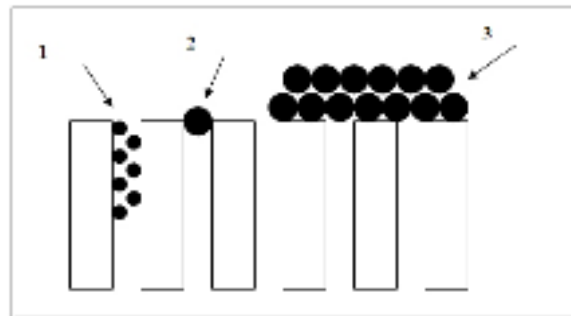


Figure VIII-5 : Scénarios de colmatage d'une membrane

Dans le scénario 1, il y a blocage partiel du pore par l'adsorption de fines particules à l'intérieur de celui-ci. Dans le scénario 2, il y a blocage total du pore par rétention stérique d'une plus grosse particule. Enfin, dans le scénario 3, il y a formation d'un dépôt de particules à la surface de la membrane. C'est le « gâteau ». Le colmatage à l'intérieur ou à l'entrée des pores est un phénomène à priori très rapide tandis que le colmatage par formation d'un gâteau est un phénomène qui s'échelonne dans le temps.

Le gâteau peut être assimilable à une deuxième membrane. Il génère en effet une résistance hydraulique additionnelle à l'écoulement de l'eau à travers les pores de la membrane. Le concept de résistance hydraulique est présenté à la section. Ensuite, le gâteau peut permettre une séparation plus poussée de la matière, ce qui va d'autant plus augmenter le colmatage (phénomène auto-accélération). [25]

b. Le colmatage microbiologique (bio encrassement) :

Dans le cas d'un colmatage microbiologique, des microorganismes peuvent s'attacher, croître à la surface des membranes et produire suffisamment de substances polymériques extracellulaires, mais si en même temps, ils y trouvent une concentration de nourriture de carbone organique biodégradable qu'elle qu'en soit l'origine (naturelle, pollution, sous produits d'oxydation ...), ils vont proliférer et peu à peu s'accrocher à la membrane via leurs exo polymères provoquant un biofilm qui se développe à la surface des membranes.

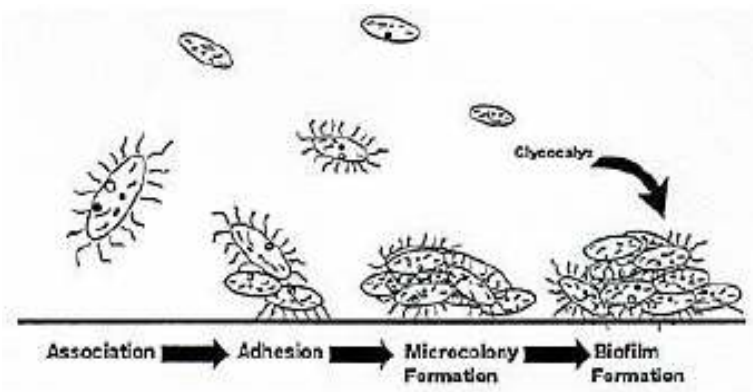


Figure VIII-6 : Formation d'un biofilm

VIII-4-3- Facteurs influençant le colmatage des membranes :

Il est important de bien connaître les facteurs influençant le colmatage afin de développer des stratégies visant à minimiser ce phénomène. Ces facteurs sont : les caractéristiques de la membrane, les caractéristiques de l'eau à traiter et les conditions d'opération du procédé membranaire.

a. Caractéristiques de la membrane :

Parmi les caractéristiques des membranes influençant le colmatage, il y a le seuil de coupure, la charge de surface et l'hydrophobicité. Les manufacturiers cherchent à rendre leurs membranes plus hydrophiles et donc moins susceptibles d'être colmatées par les substances hydrophobes présentes dans les eaux naturelles.

D'autre part, plus le seuil de coupure d'une membrane est petit, plus la séparation effectuée risque d'être importante. En conséquence, s'il n'y a pas de prétraitement approprié, le colmatage de cette membrane risque d'être plus important. Pour ce qui est de la charge de la membrane, si elle est de même signe que la charge des particules, il y aura alors répulsion entre la membrane et les particules et donc moins de risques de colmatage. C'est pourquoi certains auteurs recherchent un prétraitement membranaire qui serait capable de charger les particules présentes dans les eaux naturelles afin qu'elles acquièrent une charge similaire à la charge de la membrane utilisée.

b. Caractéristiques de l'eau à traiter :

Le colmatage est aussi dépendant de la nature de l'eau à traiter et de la concentration de ses principaux constituants. En général, plus une eau est chargée en particules et plus elle aura tendance à colmater les membranes. Le pouvoir colmatant des particules en suspension d'une eau s'exprime en terme de (SDI) « indice de Stiff et Davis ». Le test de SDI consiste à filtrer l'eau sur un filtre de $0.45 \mu\text{m}$ et à mesurer la baisse de vitesse de perméation associée au colmatage. Toutefois, pour l'osmose inverse, l'utilisation d'un prétraitement adéquat fait en sorte que les colloïdes et les molécules organiques dissoutes sont beaucoup plus influents sur le colmatage des membranes que les particules.

c. Conditions d'opération du procédé membranaire :

Enfin, la cinétique de colmatage d'une membrane, dépend aussi des conditions d'opération des procédés membranaires. Ces conditions sont la vitesse de perméation, le taux de récupération global, la vitesse d'écoulement tangentielle et la pression d'opération. La vitesse d'écoulement tangentielle est simplement le débit d'écoulement tangentiel divisé par la section du canal d'écoulement tangentiel.

Des essais ont montré que :

- Plus la vitesse de perméation initiale est élevée, plus elle décroît rapidement dû au plus grand apport de matière à la surface de la membrane par convection ;
- Plus la vitesse d'écoulement tangentielle est élevée, moins la membrane aura tendance à se colmater dû à la rétrodiffusion plus rapide des solutés vers le cœur de l'écoulement.

Au Québec, on a réalisé en 2001 des essais pilotes à vitesse de perméation constante avec une eau de surface non traitée, dans le but d'étudier l'effet des conditions d'opération sur le colmatage. Ses essais ont montré que selon la vitesse de perméation fixée, le taux de récupération fixé et le débit de recirculation fixé, la cinétique de colmatage de la membrane utilisée pouvait varier considérablement.

VIII-4-4- Conséquences du colmatage :

Quelle que soit la nature de ses composants, un colmatage se traduit par un ou plusieurs effets :

- Une augmentation de la perte de charge, c'est souvent ce paramètre qui pourra donner l'alerte par l'obturation des espaces libres dans les espaceurs, il provoque une perte de charge dans le liquide en circulation et un risque de mauvaise irrigation de la surface de membrane ;
- Une augmentation du passage de sels, le colmatage empêche la rétrodiffusion des sels rejetés par la membrane, ce dépôt augmente les phénomènes de polarisation de concentration ;
- Une perte de flux.

VIII-4-5- Méthodes de lutte contre le colmatage :

Le colmatage peut constituer un élément limitant important dans l'application des procédés membranaires. Dans les systèmes d'osmose inverse la pollution par les colloïdes peut sérieusement diminuer les performances en diminuant la productivité.

- Moyens de prétraitement : [26]

Il faut avoir à l'entrée des modules une eau débarrassée de tout colloïde, ceci peut être vérifié par l'indice de colmatage, les fournisseurs de modules spiraux recommandent un SDI inférieur à 3. [26]

Il existe plusieurs façons de prévenir le colmatage des membranes et l'obstruction des canaux d'écoulement tangentiels des modules membranaires.

- La première stratégie à préconiser est un enlèvement préalable des matières colmatantes soit par une préfiltration soit par un traitement conventionnel. La préfiltration peut s'effectuer par une autre étape de filtration membranaire de porosité plus grossière.
- Sans enlever les agents colmatants, il est possible aussi de modifier leur composition afin de minimiser leur effet colmatant. Dans le cas d'eaux fortement minéralisées, le pH peut être abaissé afin de déplacer les équilibres de solubilité des sels et ainsi éviter leur précipitation à la surface des membranes. Toutefois, il faut faire attention car l'abaissement de pH favorisait le colmatage par la matière organique. Un autre moyen de minimiser le colmatage inorganique est d'ajouter un agent anti-tartre à l'eau à traiter. Dans le cas du colmatage organique, un agent chélatant comme l'acide éthylènediamine-tétra-acétique (EDTA) peut être employé pour éliminer les ions calcium libres et ceux complexés avec la matière organique afin d'augmenter la répulsion électrostatique entre la matière organique et la membrane et entre les macromolécules humiques elles-mêmes.
- Dans le cas d'un colmatage biologique par formation de biofilm, il est nécessaire de désinfecter l'eau en amont par chloration ou UV, mais si les membranes sont sensibles au chlore, ce traitement doit être suivi d'une déchloration au bisulfite ou d'une adsorption sur charbon actif. Soit chercher à éliminer toute sorte de nourriture des microorganismes et de nutriment, en particulier le phosphore. Une inspection périodique des filtres-bougie et des pipe-lines peut aussi être utile. La présence de mucus ou d'odeurs étranges peut être une indication de l'apparition d'un bio-film. D'autres solutions à envisager pour l'encrassement et le bio fouling :
- Oxydation du fer par aération, coagulation floculation et décantation des MES par injection de coagulant minéral ou organique, flottation, flottation rapide, filtration sur sable et microfiltration. [14]
- Les produits chimiques qui sont utilisés lors du prétraitement peuvent aussi provoquer l'encrassement des membranes. La meilleure technique disponible pour déterminer le potentiel d'encrassement par les colloïdes d'une eau d'alimentation est la mesure du MFI (modified fouling index). C'est une mesure importante que l'on effectue avant de concevoir le système de prétraitement. Cette mesure doit être effectuée régulièrement lorsque le système est utilisé. Afin de maintenir un MFI de (moins de) cinq, il y a plusieurs méthodes de prétraitements : (Filtre à sable et filtre-bougie, ultra filtration et micro filtration, coagulation et floculation).

Finalement, une manière simple mais qui peut s'avérer coûteuse de prévenir le colmatage irréversible des membranes, c'est-à-dire leur perte irréversible de perméabilité, est d'effectuer de fréquents nettoyages. [9]

VI-4-6- Lavages chimiques : [12]

Quel soit le soin apporté au prétraitement et au bon design de l'installation (agencement des modules ...), il est indispensable de prévoir un poste de lavages périodiques des modules qui :

- Doit être connectable successivement à chacun des étages de chacune des lignes du système ;
- Doit être capable de faire circuler, sous faible pression, des solutions de lavage choisies de ce que l'on sait de composés susceptibles d'avoir contribué à l'entartrage ou aux salissures, afin de retrouver l'état initial des membranes.

Les grands produits de lavage regroupent des acides (dissolution carbonates, hydroxydes), chélatants (oxyde, hydroxyde), dispersants tensioactifs (dispersants des salissures minérales ou organiques et des agents désinfectants).

CONCLUSION GENERALE

Dans le cadre de la stratégie de dessalement retenue par l'Algérie, notre étude a porté sur le dimensionnement d'une installation de déminéralisation des eaux saumâtres par osmose inverse, en vue de l'alimentation en eau potable de la ville de Ouargla.

L'osmose inverse a connu un développement technologique, par l'apparition sur le marché de membranes en polyamides plus stables et dont la durée de vie est plus importante, la consommation énergétique est beaucoup plus faible par rapport aux autres procédés de dessalement, ce qui explique le coût du mètre cube d'eau dessalée le moins cher.

Néanmoins, les membranes sont très sensibles d'où apparaît l'importance d'un prétraitement adéquat qui permet d'allonger la durée de vie des membranes en les protégeant et assurer l'intégrité du système. Pour cela nous avons déterminé les paramètres les plus importants dans une chaîne de prétraitement.

Enfin, il est à souligner les problèmes de dysfonctionnements rencontrés dans les stations de dessalement et qui sont liés principalement au colmatage des membranes, corrosion et entartrage, dans cette perspective nous avons envisagé des recommandations en matière de gestion pour assurer le bon fonctionnement de la station et fournir aux consommateurs une eau de bonne qualité. Pour cela des études plus approfondies doivent être initiées pour une bonne maîtrise de l'installation et une maintenance correcte.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] - **Georges Mutin** « L'eau dans le monde arabe » : enjeux et conflits, éditions Ellipses 2000.
- [2] - **A.N.R.H** « Bilan des ressources en eau en Algérie » 2005.
- [4]- Mémoire de magistère **Touil Youcef** « Etude de la réutilisation des eaux de drainage dans la cuvette de Ouargla », Juin-2002.
- [5]-L'office national de météorologie (O.N.M), données météorologiques 2004.
- [6]- **Alain Maurel**, « Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres », éditions Technique & Documentation, 2001.
- [7]- **Raymond Desjardins** « le traitement des eaux » 2^{ème} édition de l'école polytechnique de Montréal, 1990.
- [8]- **PHILIPPE APTEL**, «Techniques de l'ingénieur », (OI, NF, UF) application en traitement des eaux, W4120- (2-3).
- [9]- Le magazine **Odyssée** « l'osmose inverse la vapeur », n°48, **Degrémont**. Mai 2004
- [10]- **Christian René Bouchard** : « Principes généraux de l'osmose inverse » science et techniques de l'eau. Volume 21 n°03 Août 1988.
- [11]- « Descriptif technique de l'installation de BREDEAH, ORAN », **Degrémont**, 2000.
- [12]- « Mémento technique de l'eau Tome II » **Degrémont**, 1996.
- [13]- **ADE** : l'Algérienne des eaux, unité de Ouargla, Avril 2007.
- [14]- **Dupont Company**, technical bulletin n°501, 1997.
- [15]- **I.S.AL MUTAZ, MA.SOLIMAN and A.M DAGHTEM**, optimum design for hybrid desalting plant, desalination n°76, 1989.
- [16]- **Alain Maurel**, osmose inverse et ultrafiltration, II technologie et applications, Techniques de l'ingénieur Imprimerie Strasbourgeoise, 1996. Paris.
- [17]- **A.A.J.AL.ZUBAIDI**, Parametric cost analysis study of seawater reverse osmosis systems design in Kuwait Desalination n°76, 1989.

SITOGRAPHIE

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

[19] - **Salim Kehal** «Rétrospectives et perspectives du dessalement en Algérie », <http://www.desline.com/Articoli/4054.pdf>; accès en Avril 2007

[20]- « Ressources en eau non conventionnelles en Algérie », <http://www.mre.gov.dz/eau/ress-non-covent-htm>; accès en Juin 2007.

[21]- « Gestion des ressources en eau souterraines au Sahara Algérien », <http://www.abhs.dz/new-site/files/resume-com-ciress.pdf>; accès en Mai 2007

[22]- **Arnoult et Fournier** « Dessalement de l'eau de mer », <http://perso.orange.fr/lycee.bouchardon/TPE2.htm>; accès en Mai 2007.

[23]- Technologies **Saint Laurent**, potentiel des technologies membranaires, <http://aquatech-limogesfree.actualités/15%20oct%20M%20PONTIE.pdf> accès en Mai 2007

[24]- « Les pompes hautes pression adaptées aux usines de dessalement d'eau de mer par osmose inverse », <http://www.gls.fr/pdf/article2.pdf> accès en Juin 2007.

[25]- Collection Mémoires et thèses électroniques, <http://www.theses.ulaval.ca/2005/22789/ch03.htm> accès en Mai 2007

[26]- **Lentech**, traitement de l'eau et de l'air, http://www.lentech.com/forum%E7ais/membranes_tubulaires.html accès en Juin 2007

Annexe

Tableau n° 1 : Facteur de correction du flux de rétention de la membrane (MFRC) en fonction de la pression de fonctionnement, la température et la durée de vie de la membrane

Pression de fonctionnement en (psi)	Température en (°C)	Capacité initiale	Durée de vie de la membrane (1 an)	Durée de vie de la membrane (3 ans)
400	5	0,55	0,914	0,900
	10	0,64	0,907	0,890
	15	0,74	0,891	0,872
	20	0,86	0,868	0,845
	25	1,00	0,828	0,800
	30	1,16	0,767	0,730
	35	1,34	0,675	0,629
300	5	0,40	0,936	0,925
	10	0,46	0,929	0,917
	15	0,54	0,919	0,905
	20	0,62	0,901	0,883
	25	0,72	0,868	0,845
	30	0,83	0,817	0,787
	35	0,97	0,736	0,695
200	5	0,24	0,956	0,952
	10	0,28	0,953	0,947
	15	0,32	0,946	0,937
	20	0,37	0,934	0,923
	25	0,43	0,910	0,894
	30	0,50	0,871	0,848
	35	0,58	0,807	0,776

Tableau n° 2 : Taux de conversion pour 1,2 et 3 étages

Taux de conversion pour 1,2 et 3 étages					
	15 °C	20°C	25°C	30°C	35°C
1 étage :					
1000 ppm	45 %	50 %	50 %	50 %	55 %
2000 ppm	45	45	50	50	50
3000 ppm	40	45	50	50	50
4000 ppm	40	45	50	50	50
5000 ppm	40	45	45	45	50
6000 ppm	40	45	45	45	45
8000 ppm	35	40	45	45	45
10000 ppm	35	40	40	40	40
2 étages :					
1000 ppm ou moins	65	70	75	75	75
2000 ppm	65	70	70	75	75
3000 ppm	65	65	70	70	70
4000 ppm	65	65	70	70	70
5000 ppm	60	65	65	65	70
6000 ppm	60	60	65	65	65
3 étages :					
1000 ppm ou moins	80	80	85	85	85
2000 ppm	75	80	80	80	80
3000 ppm	75	75	80	80	80

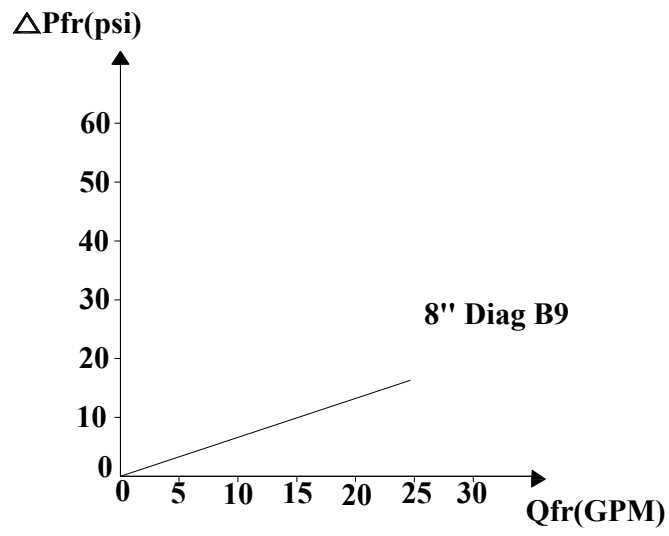


Figure n° 1 : L'effet du débit sur la perte de charge



Figure n° 2 : Entartrage

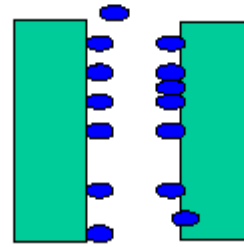
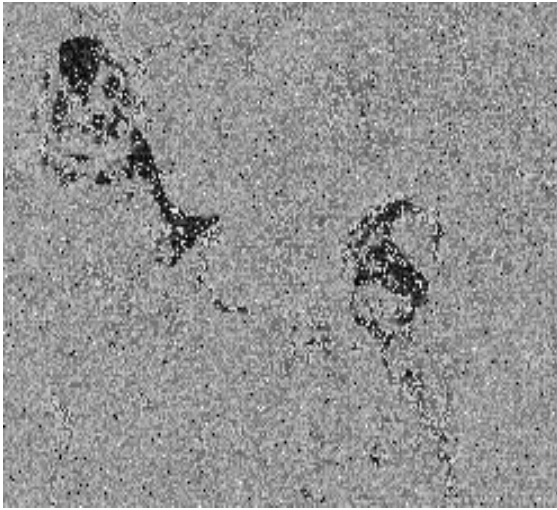


Figure n°3 : Colmatage de type accumulation dans les pores

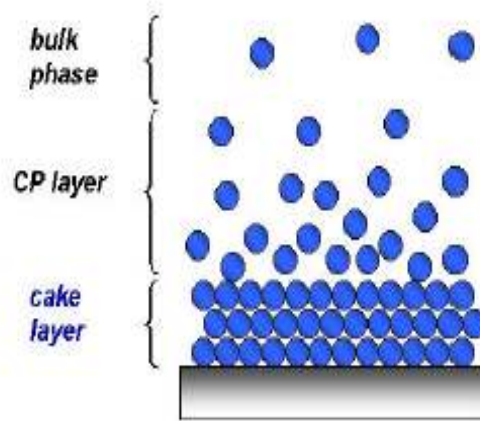
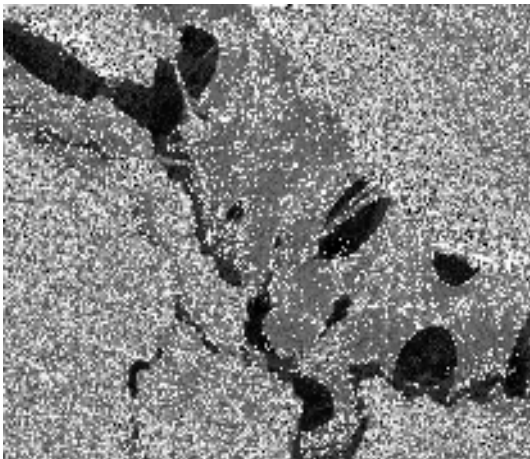


Figure n° 4 : Colmatage de type gâteau