



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche scientifique
Université de Bouira -Akli Mohand Oulhadj-
Faculté des Sciences et des Sciences Appliquées

Département de Chimie

THESE

Présenté en vue de l'obtention de diplôme de

DOCTORAT LMD

Spécialité

Chimie des matériaux et de l'environnement

**Etude théorique et expérimentale de dessalement
par osmose inverse de l'eau saumâtre**

Par :

BOUCHAREB Abderrezak

Directeur de thèse : LOUNICI Hakim

Pr. Université de Bouira

Co-directeur de thèse : METAICHE Mehdi

MCA. Université de Bouira

Président : BENABBES Abderrahime

Pr. Université de Bouira

Examineurs :

DJAIDJA Abdelhamid

Pr. Université de Bouira

NOURI L'hadi

Pr. Université de Boumerdés

AMITOUCHE Mourad

MCA. Université de Boumerdés

Invité :

LEFKIR Abdelouahab

Pr. ENSTP

Année 2019

REMERCIEMENTS

Les travaux qui font l'objet de cette thèse ont été effectués au sein du Laboratoire Energie, Eau, Environnement PM3E à l'Université de Bouira, sous la direction de Monsieur le Docteur Maitre de Conférence METAICHE Mehdi et la supervision de Monsieur le Professeur LOUNICI Hakim.

Je tiens tout d'abord à remercier mes directeurs de thèse messieurs Professeur LOUNICI Hakim et MCA METAICHE Mehdi pour toutes leurs aides, et les services qu'ils m'ont offerts et pour leurs orientations, qui sans eux, ce travail, ne peut voir le jour, et surtout pour leur dynamisme qui m'a entraîné facilement à communiquer et à publier beaucoup de résultats de cette thèse.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à Monsieur BENABBES Abderrahime, Professeur à l'Université de Bouira de m'avoir fait l'honneur de présider le jury.

Je tiens également à remercier tous les membres du jury pour avoir accepté de juger ce travail de thèse et plus particulièrement Monsieur DJAIDJA Abdelhamid, Professeur à l'Université de Bouira et Monsieur NOURI L'hadi Professeur à l'Université de Boumerdes, Monsieur AMITOUCHE Mourad, MCA à l'Université de Boumerdes et Monsieur LEFKIR Abdelouahab, Professeur à l'école Nationale Supérieure des Travaux Publics, d'avoir accepté de me faire l'honneur de juger ce travail et participer au jury de thèse.

Je tiens aussi à remercier DJAFER KHOUDJA Hakim pour m'avoir envoyé les échantillons d'eau de saumâtres utilisés durant cette thèse.

Je remercie également le docteur DEROUICHE Nadjib pour ces remarques ainsi que ces orientations vis-à-vis du travail réalisé au cours de cette thèse.

Je tiens aussi à remercier les ingénieurs de laboratoire, qui m'ont beaucoup aidé et assisté.

Je remercie aussi ma famille, et en particulier mes parents, pour leur patience et la compréhension dont ils ont fait preuve tout au long de mes études.

Enfin, c'est avec beaucoup de plaisir qu'il m'est donné aujourd'hui d'exprimer ma vive reconnaissance à l'ensemble des chercheurs, qui par leur gentillesse, leur modestie, leur aide, leur conseil et leur encouragement, ont fortement contribué à la réalisation de ce travail.

Je tiens à remercier infiniment ma tante Souria et sa fille pour ces aides et ses orientations durant ma formation doctorale.

Abstract:

Algeria is one of the countries suffering from the water shortage for many years, at the same time; it has considerable amounts of slightly brackish water. Desalination technology thus becomes an inevitable solution for these issues.

Reverse osmosis desalination is one of the main technologies for producing freshwater from seawater and brackish water.

The main objectif of our work is to:

- i) Experimental study of desalination of brackish water from the central-eastern of Algeria (Bouira region and Setif region) by using a reverse osmosis membrane type TW30-2540 (manufactured by Dow Chemical Company). This membrane is mounted and integrated on an MP20 type reverse osmosis desalination pilot (this pilot is manufactured by DeltaLab).
- ii) Characterize the TW30-2540 membrane through the study of hydrodynamic permeabilities (water permeability and salt permeability), as well as the mass transfer coefficient.
- iii) To study the different performances of this membrane such as the ion rejection rate and the recovery rate (thus the permeate flow rate and the retentate flow rate); depending on the operating parameters which are mainly: pressure and feed flow.

To achieve these goals; we used in the study three natural brackish waters from the area of (Bouira region and Setif region).

Our work also contains a comparative study based on simulations under the ROSA calculation code.

Experimental and simulation results are discussed and compared with results from literature.

Keywords

Desalination, RO reverse osmosis, hydrodynamic permeability, mass transfer coefficient, membrane performance.

Résumé

Le dessalement par osmose inverse est l'un des principales technologies de production d'eau douce à partir d'eau de mer et d'eaux saumâtres.

L'objectif de notre travail consiste à :

- i) Etudier expérimentalement le dessalement des eaux saumâtres de la région centre-est d'Algérie (région de Bouira et région de Sétif) par une membrane d'osmose inverse de type TW30-2540 (ce type de membrane est fabriquée par Dow Chemical Company). Cette membrane est montée et intégrée sur un pilote de dessalement par osmose inverse de type MP20 (ce pilote est fabriqué par la société DeltaLab).
- ii) Caractériser la membrane TW30-2540 à travers l'étude des perméabilités hydrodynamiques (perméabilité à l'eau et perméabilité aux sels), et l'étude du coefficient de transfert de masse.
- iii) Etudier les différentes performances de cette membrane tel que le taux de rétention des ions et le taux de conversion (donc le rapport entre le débit de perméat et le débit de retentat); en fonction des paramètres opératoires qui sont principalement : la pression et le débit d'alimentation.

Pour réaliser ces objectifs ; nous avons utilisé trois eaux saumâtres naturelles de la région étudiée (région de Bouira et région de Sétif).

Notre travail contient aussi une étude comparative basée sur des simulations sous le code de calcul ROSA.

Les résultats obtenus expérimentalement et par simulation, sont discutés et comparés avec des résultats tirés des littératures.

Mots clés

Dessalement, osmose inverse OI, perméabilité hydrodynamique, coefficient de transfert de masse, performance membranaire.

ملخص

الجزائر واحدة من البلدان التي تعاني من نقص المياه العذبة لسنوات عديدة ، وفي الوقت نفسه ؛ لديها كميات كبيرة من المياه قليلة الملوحة (معتدلة الملوحة). وبذلك تصبح تقنية تحلية المياه حلاً لا مفر منه لحالة الجزائر.

تحلية المياه بالتناضح العكسي هي واحدة من التقنيات الرئيسية لإنتاج المياه العذبة من مياه البحر والمياه المالحة.

الهدف من عملنا هو:

(أ) دراسة تجريبية لتحلية المياه المالحة من منطقة وسط-شرق الجزائر (منطقة البويرة ومنطقة سطيف) بواسطة غشاء التناضح العكسي من نوع TW30-2540 (تم تصنيع هذا النوع من الغشاء بواسطة شركة Dow Chemical Company). هذا الغشاء مركب ومتكامل على نموذج التجريبي لتحلية بالتناضح العكسي من نوع MP20 (تم تصنيع هذا النموذج بواسطة DeltaLab).

(ب) دراسة مميزات غشاء TW30-2540 من خلال دراسة نفاذية الهيدروديناميكية (نفاذية المياه ونفاذية الملح) ، ودراسة معامل انتقال الكتلة.

(ج) دراسة الأداءات المختلفة لهذا الغشاء مثل معدل استبقاء الأيونات ومعدل التحويل (وبالتالي معدل التدفق المنتج ومعدل التدفق المستخدم) ؛ اعتماداً على معايير التشغيل التي تتمثل في: الضغط ومعدل التغذية. لتحقيق هذه الأهداف ؛ استخدمنا ثلاثة مياه مالحة طبيعياً من منطقة الدراسة (منطقة البويرة ومنطقة سطيف).

يحتوي عملنا أيضاً على دراسة مقارنة بناءً على عمليات المحاكاة بموجب برنامج ROSA. و في الأخير ناقشنا النتائج التجريبية والمحاكاة المتحصل عليها بالمقارنة مع نتائج المنشورات من نفس السياق.

كلمات الدالة:

تحلية المياه ، التناضح العكسي ، RO ، نفاذية الهيدروديناميكية ، معامل نقل الكتلة ، أداء الغشاء.

Sommaire	Pages
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Abréviations	
Introduction générale	1
Partie théorique	4
Chapitre 01 : Eau « Etat Mondiale, Potentiel Algérien et Techniques de Dessalement »	5
1.1 Introduction	6
1.2 Définition	6
1.3 Fonctions et usages de l'eau	7
1.3.1 L'évolution hydraulique	7
1.3.2 l'homme moderne et les usages de l'eau	8
1.3.3 Usage agricole	9
1.3.4 Usage dans l'industrie	10
1.3.5 Usage domestique	10
1.4 Classification des eaux	11
1.4.1 Eaux superficielles	11
1.4.2 Eaux souterraines	11
1.4.3 Eaux de mer	12
1.5 L'eau dans le monde	17
1.6 L'eau en Algérie	17
1.6.1 Les principaux problèmes hydrauliques en Algérie	18
1.6.2 Les potentialités en eau	18
1.6.3 Les eaux conventionnelles	18
1.6.4 Les eaux non conventionnelles	19
1.7 La technique de Dessalement	19
1.8 Différentes méthodes de Dessalement	20
1.8.1 Techniques de changement de phase (distillation)	21
a. Évaporation flash à multi-étapes (MSF)	21
b. Distillation à multi-effet (MED)	22
c. Compression vapeur	22
d. Distillation thermique solaire	23
1.8.2 Techniques membranaires	23

1.9	Etude comparative entre les différentes technologies	27
1.10	Technologies actuelles et leurs mérites et démérites	28
1.11	Raison d'utiliser L'osmose Inverse	29
Chapitre 02 : Osmose Inverse « Procédé, Membrane et Modélisation »		31
2.1	Introduction	32
2.2	Les membranes de filtration	32
2.3	Le procédé d'osmose inverse	33
2.4	Les procédés membranaires	35
2.4.1	Principe	35
2.4.2	Classification des procédés membranaires selon la force motrice	36
2.4.2.1	Procédés à gradient électrique	37
2.4.2.2	Procédés à gradient de concentration	37
2.4.2.3	Procédés à gradient de température	37
2.4.2.4	Procédés à gradient de pression	37
2.4.3	Classification des membranes	38
a.	Classification des membranes selon le mécanisme de séparation	38
b.	Classification des membranes selon la structure membranaire	40
c.	Classification des membranes selon le type de matériaux membranaire	42
d.	Classification des membranes selon la forme et la conception des modules	44
2.5	Description d'un élément (module) d'osmose inverse	45
2.6	Théorie d'osmose inverse	48
2.6.1	Corrélation de Sherwood	49
2.6.2	Polarisation de la concentration	50
2.6.3	Energie minimale efficace ES	50
2.6.4	Equations dimensionnels	51
2.7	Modélisation de transfert via des membranes d'osmose inverse et de nanofiltration	51
2.7.1	Cas des membranes d'osmose inverse	51
2.7.2	Cas des membranes de nanofiltration (modèle homogène SEDE)	55
2.8	Résistance de colmatage	58
Partie Expérimentale		
Chapitre 03 : Matériel et méthodes		60
3.1	Matériel et méthodes	61
3.2	Caractéristiques de la membrane	61
		62

3.2.1 Origine de la membrane	62
3.2.1.1 Nomenclature de la membrane	62
3.2.1.2 Performances de la membrane	63
3.2.2 Nettoyage de la membrane	63
3.3 Les pilotes utilisés	63
3.3.1 Pilote de filtration sur sable (MP31)	63
3.3.2 Pilote de dessalement par osmose-inverse MP20	67
3.4 Les solutions étudiées	73
3.4.1 Les eaux synthétisées	73
3.4.2 Les eaux réelles	73
3.5 Description des techniques d'analyses des eaux d'alimentation et de perméats.	74
3.5.1 Mesure de pH	74
3.5.2 Mesure de conductivité (salinité)	74
3.5.3 Mesure de TDS (total solides dissolves)	75
3.5.4 Mesure de turbidité	75
3.6 Méthodes analytiques	76
3.6.1 Dosage des chlorures	76
3.6.2 Dosage de sodium et de potassium	76
3.6.3 Dosage des carbonates et des bicarbonates	76
3.6.4 Dosage du calcium et du magnésium	77
3.6.5 Dosage des sulfates	77
3.7 Prétraitement conventionnel	78
3.7.1 Coagulation-Floculation	79
3.8 Logiciel de simulation	81
3.9 Protocole Opérateur	82
Chapitre 04 : Résultats et discussion	84
4.1 Etude des perméabilités hydrodynamiques	85
4.2 Etude comparative des deux configurations (Batch et Continue) cas du pilote MP20	86
4.2.1 L'évolution du taux de rejet des sels en fonction du flux d'eau	87
a.1 L'évolution de la pression osmotique du mélange durant le temps d'opération	87
4.2.2 Effet de la configuration sur la concentration de perméat	92
4.2.3 L'effet de la pression opératoire sur la conversion	90
4.2.4 Energie minimale efficace ES	96
	100

4.3	Détermination des performances de la membrane TW30-2540	104
4.3.1	Etude des conditions de prétraitement conventionnel	105
4.3.2	Evolution du flux d'eau en fonction des différentes salinités	106
4.3.3	Evolution de pH de l'eau de perméat	107
4.3.4	Influence du débit de perméat sur le taux de conversion	109
4.3.5	Coefficient de transfert de mass	110
4.3.6	Corrélation de Sherwood	112
4.4	Rejection des ions	114
4.4.1	Rejection du TDS (total solide dissolvé)	114
4.4.2	La perméabilité aux sels (B)	117
4.4.3	Performances de la membrane TW30-2540 en termes de la rejection ionique	118
4.5	Simulation sur le logiciel ROSA	120
4.5.1	L'effet de la pression opératoire sur le débit de perméat	120
4.5.2	L'effet du débit de perméat sur le taux de conversion	123
4.5.3	L'effet du taux de conversion sur la qualité de perméat	125
	Conclusion générale& Perspectives	128
	Bibliographies	130
	Annexes	138

Liste des tableaux

N°	Légende	Page
Chapitre 01		
1.1	Classification des eaux selon leurs salinités.	10
1.2	Salinité des principales eaux de mer.	12
1.3	Pourcentage de la population ayant accès à l'eau potable.	15
1.4	Disponibilités en eau potable dans l'espace maghrébins.	17
1.5	Comparaison entre les différentes techniques de dessalement.	27
Chapitre 02		
2.1	Forces motrices et procédés membranaires associés.	32
2.2	Classification des procédés membranaires selon le mode transport passif.	36
2.3	Caractéristiques des différentes techniques membranaires.	38
2.4	Classification des procédés membranaires selon le mode de transport.	39
2.5	Comparaison des différents types de modules membranaires.	44
2.6	Variation du flux et de la conductivité de l'eau par les différents nettoyages acide/base.	59
Chapitre 03		
3.1	Caractéristiques de la feuille membranaire TW30-2540.	63
3.2	Types et concentrations des différents sels utilisés.	73
3.3	Les cas les plus fréquents de valeurs comparatives des TA ,TAC pour les eaux naturelles.	77
3.4	Caractéristiques des eaux saumâtres.	78
3.5	Les résultats de coagulation –Floculation par Jar test.	81
Chapitre 04		
4.1	Valeurs de perméabilité de différentes membranes.	86
4.2	Caractéristiques initiales des différents échantillons utilisés.	106
4.3	Evolution du pH en fonction du temps et de la pression opératoire.	108
4.4	Valeurs du taux de rejection des ions.	119
4.5	Comparaison des différents paramètres: résultats expérimentaux (pilote MP20) et résultats de simulation (logiciel ROSA).	121

Liste des figures

N°	Légende	Page
Chapitre 01		
1.1	Usage de l'eau en agriculture dans le monde.	08
1.2	Usage de l'eau dans l'industrie dans le monde.	09
1.3	Usage domestique de l'eau dans le monde.	10
1.4	Zones de pénurie physique et économique d'eau.	13
1.5	Pourcentage de ménages dans les grandes villes raccordés à l'eau et aux égouts.	16
1.6	Système typique de dessalement.	20
1.7	Diagramme du processus Flash multi-étape (FME).	21
1.8	Procédé de distillation à multi- effets (DME).	22
1.9	Principe du procédé de compression vapeur.	23
1.10	Principe de dessalement par l'électrodialyse.	24
1.11	Conception schématique d'une cellule pour la dé-ionisation capacitive membranaire DCM.	25
1.12	Description de l'osmose en action.	26
1.13	Principe de fonctionnement du procédé d'osmose inverse.	26
1.14	Capacité installée par procédé.	28
Chapitre 02		
2.1	Représentation schématique de la microfiltration, l'ultrafiltration, la nano-filtration et d'osmose inverse.	33
2.2	Procédés Osmose et Osmose Inverse.	34
2.3	Diagrammesimplifié de l'écoulement lors d'osmose inverse.	35
2.4	Schéma simplifié de la séparation membranaire.	36
2.5	Structures des membranes symétrique et asymétrique.	41
2.6	Conception des modules membranaires(plane, Spirale, Tubulaires et fibres creuse)	44-45
2.7	Vue en coupe d'un module de OI spiralé.	46
2.8	Coupe transversale d'une membrane d'osmose inverse.	46
2.9	Construction de feuilles qui forment un module d'OI.	47
2.10	Coupe d'une feuille dans un module spiralé d'OI .	48
2.11	Coupe des feuilles d'un élément spiralé OI avant l'enroulement .	48
2.12	Phénomène de polarisation de concentration sur membrane.	50

Chapitre 03		
3.1	La réaction inter-faciale qui produit la structure FT30.	62
3.2	Image de la membrane TW30-2540.	63
3.3	Les différentes faces de pilote de filtration de sable MP31.	65
3.4	Schéma du mode de filtration au pilote MP31.	66
3.5	Schéma du mode de retro-lavage au pilote MP31.	67
3.6	Le Schéma du principe de pilote MP20.	68
3.7	Les différentes vues de pilote de dessalement par osmose inverse MP20.	70
3.8	Schéma de la configuration continue.	71
3.9	Schéma de la configuration batch.	72
3.10	Cartographie des régions dans lesquelles ont été pris les échantillons d'eaux saumâtres ; 1- Echantillon d'eau saumâtre dans la ville d'El-Eulma (région de Setif) ; 2- Echantillon d'eau saumâtre de la ville de Bordj-Akhriss (région de Bouira) ; 3- Echantillon d'eau saumâtre de la ville de Ahnif (région de Bouira) .	74
3.11	Diagramme qui résume les étapes de traitement conventionnel.	79
Chapitre 04		
4.1	Evolution de flux d'eau (pure, saline) en fonction de la pression transmembranaire.	85
4.2	Evolution de la pression osmotique de mélange durant le temps de fonctionnement.	88
4.3	Evolution du taux de rejection des sels en fonction de flux d'eau cas de la configuration batch.	90
4.4	Evolution du taux de rejection des sels en fonction de flux d'eau cas de la configuration continue.	92
4.5	Evolution de la concentration de permeat en fonction de la pression opératoire cas de la configuration batch.	94
4.6	Evolution de la concentration de permeat en fonction de la pression opératoire cas de la configuration continue.	96
4.7	Evolution de la pression opératoire en fonction du taux de conversion cas de la configuration batch.	98
4.8	Evolution de la pression opératoire en fonction du taux de conversion cas de la configuration continue.	100
4.9	Evolution d'énergie minimale efficace en fonction du taux de conversion cas	102

	de la configuration batch.	
4.10	Evolution d'énergie minimale efficace en fonction du taux de conversion cas de la configuration continue.	103
4.11	La progression de la turbidité en fonction de la dose correspondante du coagulant .	105
4.12	Evolution du flux de perméat durant le traitement par osmose inverse pour différentes pressions opératoires et pour différents types d'eaux saumâtres .	107
4.13	Evolution du pH de perméat en fonction de la pression opératoire pour les différentes eaux saumâtres utilisées.	108
4.14	Evolution du taux de conversion durant le temps de fonctionnement pour chaque pression d'opération.	110
4.15	Evolution du coefficient de transfert de masse (k) (a): en fonction du coefficient de diffusion (D) . (b): durant le temps de fonctionnement.	112
4.16	Evolution de nombre de Sherwood en fonction des nombres de Reynolds et de nombre Schmidt.	114
4.17	Evolution de la conductivité de l'eau durant le temps de fonctionnement.	115
4.18	Evolution de taux de rejection de TDS pendant le temps de fonctionnement.	116
4.19	(a): Evolution de flux de sel en fonction de flux d'eau; (b): Evolution du taux de rejection de TDS en fonction du taux de conversion.	117
4.20	Evolution du passage des ions des sels durant le temps de fonctionnement.	118
4.21	Évolution du taux de rejection pour chaque ion durant le temps de fonctionnement.	119
4.22	Evolution du débit de perméat en fonction des différentes pressions d'opération (simulation ROSA).	123
4.23	Evolution du taux de conversion en fonction de débit de perméat(simulation ROSA).	125
4.24	Evolution de la TDS de perméat en fonction du taux de conversion (simulation ROSA).	127

Abréviations

A_w :	Perméabilité d'eau ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1} \cdot bar$).
B :	Permeability des sels (m/s).
C :	Concentration (g/l).
CP :	Concentration de polarisation.
CA :	Acétate de cellulose.
CV :	Compression vapeur.
D :	Coefficient de diffusion (m^2/s).
DA :	Dalton
d_h :	Diamètre hydraulique de canal (m).
DCM :	Capacitive d'ionisation.
DME :	Distillation multi-effet.
DBO :	Demande biologique d'oxygène (mg/l).
DCO :	Demande chimique d'oxygène (mg/l).
ED :	Electrodialyse.
ES :	Energie minimale efficace .
E_{tu} :	Energie de pompage nécessaire
E_{PX} :	Energie spécifique cas d'un échangeur de pression.
FME :	Évaporation flash multi-étapes.
J_w :	Flux d'eau ($L \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$).
J_s :	Flux des sels ($kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$).
k :	Coefficient de transfert de mass ($m \cdot s^{-1}$).
K :	Coefficient de distribution Donnan .
K_c :	Facteur Hindrance de convection [/].
K_c :	Facteur Hindrance de convection pour le soluté neutre [/].
K_d :	Facteur Hindrance diffusion [/].
K_j, K_i :	Coefficient de partition pour les solutes i et j respectivement ($K_i = x_{i2}/x_i$) [/].
L :	Longueur de canal (m).
MD :	Membrane distillation.
MF :	Micro-filtration.
$MWCO$:	Seuilde coupure.
NF :	Nanofiltration.
OI :	Osmose inverse.
PA :	Polyamide.
PET :	Polyéthylène téréphtalate .
PV :	Pre-vaporisation.
P_v :	pression vessel ou reciepiant à pression
PS :	Poly-sulfone.
PWT :	Tube d'eau de permeat.
Q :	Débit ($L \cdot h^{-1}$).

R:	Taux de rejection % .
Rpm :	Tour par minute (min^{-1}).
Re:	Nombre de Reynolds .
S :	Surface active membranaire (m^2).
Sh:	Nombre de Sherwood.
Sc :	Nombre de Schmidt .
TFC :	Composite a film mince.
TDS:	Total solides dissolves (ppm) .
TCF :	Facteur de correction de température.
u:	Vitesse de débit ($\text{m}.\text{s}^{-1}$).
UF :	Ultrafiltration.
ΔW_i :	Energie totale d'interaction.
Y :	Taux de conversion %.
ΔP :	Différence de pression d'opération (bar).
π :	Pression osmotique (bar).
ν :	Viscosité cinématique d'alimentation ($\text{m}^2 .\text{s}^{-1}$).
ρ :	Masse volumique du fluide ($\text{Kg}.\text{m}^{-3}$).
μ :	Viscosité dynamique ($\text{Kg} .\text{m}^{-1} .\text{s}^{-1}$).
$\Delta\phi_D$:	Potential de Donnan V.
ϵ_b :	Constante Dielectrique de solution initiale.
ϵ_p :	Constante Dielectrique dans le pore.
ϵ_m :	Constante Dielectrique dans la membrane.
ϵ^* :	Constante Dielectrique dans la couche d'eau, [/].
ℓ :	Epaisseur de membrane (cm).
λ :	Rapport ionique .
p :	Permeat.
r:	Concentrât .
f:	Alimentation.
w:	Largeur de la feuille membranaire.
h:	Epaisseur du canal d'alimentation.

Introduction générale

Face aux besoins en eau qui ne cessent d'augmenter et à la ressource qui est limitée, l'accès à l'eau douce est un enjeu majeur sur notre terre dans les décennies à venir. Il est donc nécessaire de trouver des solutions pour pallier à la pénurie potentielle des ressources en eau.

L'Algérie se situe, à l'instar des 17 pays Africains touchés par le stress hydrique, dans la catégorie des pays les plus pauvres en matière de potentialités hydriques.

La disponibilité en eau potable en Algérie en $\text{m}^3/\text{habitant}/\text{an}$ dépassera légèrement le seuil des $400 \text{ m}^3/\text{hab}/\text{an}$, donc au dessous de la moitié du seuil théorique de rareté fixé par la Banque Mondiale (défini comme égal à $1000 \text{ m}^3/\text{hab}/\text{an}$).

Les procédés de dessalement sont principalement regroupés en deux familles de techniques : i) les procédés thermiques, ii) et les procédés membranaires. Ces derniers font partie des nouvelles technologies qui peuvent jouer un rôle environnemental important. Ces procédés assurent la production d'eau destinée soit à la consommation humaine (dessalement de l'eau) soit aux différentes industries (réutilisation de l'eau) qui consomment de l'eau de pureté contrôlée dans leur chaîne de production (industries agroalimentaires, industrie pharmaceutique, etc).

L'utilisation des techniques membranaires connaît une croissance rapide, en raison de la multiplication des domaines d'application. Ce développement devra s'amplifier encore, du fait de l'émergence des problématiques liées à la préservation de la ressource (production durable), de la protection de l'environnement (dépollution des effluents industriels) et grâce aux performances énergétiques et technico-économiques de ces nouveaux procédés de séparation.

Parmi ces procédés on s'intéresse dans notre étude, aux procédés baromembranaires qui utilisent une différence de pression comme force motrice. Ceux-ci sont regroupés en quatre procédés : la microfiltration, l'ultrafiltration et la nanofiltration (qui mettent en jeu des membranes possédant une structure poreuse), et l'osmose inverse qui utilise des matériaux denses (qui est pratiquement la technologie la plus utilisée actuellement pour le dessalement).

Dans cet optique, notre travail de thèse vise à étudier les caractéristiques et les performances de la membrane d'osmose inverse de type : TW30-2540 (comme type parmi les plus utilisés dans le domaine de dessalement des eaux saumâtres).

L'objectif de notre étude est une contribution à l'amélioration de l'état de connaissance et du savoir faire relatifs à l'utilisation des membranes d'osmose inverse pour augmenter les ressources d'approvisionnement en eau.

La connaissance des différentes caractéristiques des membranes (perméabilités hydrodynamiques) ainsi que la détermination des différentes performances, jouent un rôle très important dans : i) la prévision des différents paramètres relatifs à l'utilisation des membranes dans le domaine de dessalement des eaux saumâtres, ii) et la maîtrise de l'industrie de dessalement par osmose inverse.

Dans ce cadre ; notre travail est consacrée à l'étude de dessalement par les membranes précitées ; des eaux saumâtres de la région centre-est de l'Algérie ; spécialement : i) la région de Bouira (dans laquelle deux échantillon sont pris dans, une distance située à environ 80 km de la mer), ii) et la région de Sétif (dans laquelle un échantillon est pris à environ 10 km de la sebkha de BAZER SAKRA, cette dernière présente des eaux à forte salinité).

Notre étude consiste à caractériser les performances de la membrane de type TW30-2540 fabriquée par la Dow Chemical. Cette membrane est intégrée dans un pilote de dessalement par osmose inverse MP20 fabriqué par la société DeltaLab.

Comme notre étude vise à contribuer à la promotion de l'utilisation des membranes d'osmose inverse pour la production d'eau potable à partir d'eau saumâtre ; nos objectifs concrets sont :

- Caractériser la membrane TW30-2540 par la détermination des perméabilités hydrodynamiques (perméabilité à l'eau pure et perméabilité aux sels), et du coefficient de transfert de masse.
- Identifier les performances de la membrane TW30-2540 en termes de : taux de rejection des sels, et qualité de permeat.
- Etudier l'effet de certains paramètres tels que, la pression, la conversion et les différents débits sur les performances de la membrane.
- Étudier les différentes caractéristiques des configurations disponibles sur notre pilote MP20 (configuration en batch, et en continu) lors de dessalement des eaux saumâtres (à l'échelle de laboratoire).
- Modéliser les performances de notre membrane (et notre installation) par l'utilisation du logiciel ROSA.
- Comparer les caractéristiques de la membrane obtenues expérimentalement, à celles fournis par le fabricant.

Ce travail de thèse est structuré en quatre chapitres :

Le premier chapitre est consacré à une étude bibliographique qui permettra :

- De déterminer les problèmes qui souvent influents sur l'état de l'eau.
- De déterminer l'état actuel de l'eau au niveau mondial.
- Estimer le potentiel Algérien en matière hydrique ainsi que les principaux problèmes hydrauliques.
- Un état de l'art sur les différentes techniques de dessalement utilisées pour faire face à la pénurie de l'eau.

Le deuxième chapitre est dédié à détailler les procédés membranaires tels que :

- Les différents procédés et opérations membranaires.
- Classification des membranes selon le mécanisme, la structure, le type et la conception de la membrane.
- Représentation des caractéristiques d'un élément d'osmose inverse spiralé, en outre de présenter un rappel sur la théorie qui gère le phénomène de transfert via des membranes d'osmose inverse.
- On finalise ce chapitre par l'illustration des modèles prédictifs de transfert via des membranes d'osmose inverse et de nanofiltration.

Le troisième chapitre regroupe le matériel et les différents méthodes mises en œuvre dans cette étude.

Le quatrième chapitre présente les discussions relatives aux différents résultats expérimentaux obtenus lors de prétraitement en utilisant le pilote de filtration à sable (MP31) jusqu'à l'obtention et l'analyse du perméat à la fin de traitement par osmose inverse pilote (MP20).

Partie Bibliographique

**Chapitre 01 : Eau « Etat Mondial, Potentiel Algérien et
Techniques de Dessalement »**

1.1 Introduction

L'eau est un élixir essentiel et important dans la vie, bien que les deux tiers de la surface de la terre soient couverts par l'eau sous diverses formes.

Il n'y a pas de ressources d'eau potable suffisantes, continues et disponibles quand cela est nécessaire pour l'ensemble de la population mondiale, même l'eau potable, naturellement disponible, est souvent contaminée par l'activité humaine.

La disponibilité de l'eau potable, aujourd'hui est loin d'être pure, peut contenir quelques 200 produits chimiques commerciaux mortels. Ajouté à cela les bactéries, les virus, les minéraux organiques et inorganiques, donnant ainsi naissance à un cocktail chimique impropre à la consommation humaine [1].

Le traitement de l'eau douce naturelle est devenu nécessaire pour la consommation humaine. En outre, avec la croissance de la population et l'augmentation des besoins en eau douce par habitant, l'attention s'est portée sur la mer en tant que source d'eau disponible pour les traitements et purification ultérieurs. Certaines municipalités dans le monde extraient également de l'eau douce des eaux usées ou des eaux de mer.

La séparation des impuretés de l'eau est une partie indispensable de la purification de l'eau. La technologie de séparation ne se limite pas seulement à la purification d'eau mais s'étend aussi aux industries chimiques, pétrochimiques, biochimiques et plusieurs autres industries de transformation. L'efficacité de traitement de séparation est essentielle pour minimiser les déchets et conserver l'énergie. Pour effectuer un processus de séparation efficace, il est nécessaire de maîtriser la théorie scientifique de ce processus.

1.2 Définitions

Selon le nouveau Larousse encyclopédique, l'eau est un «liquide incolore transparent, inodore, insipide, composé de deux atomes d'hydrogène et d'un atome d'oxygène (H₂O)» [2], appelée aussi oxyde de dihydrogène ou encore hydroxyde d'hydrogène [3].

1.3 Fonctions et usages de l'eau

Indispensable à la vie et au développement, l'eau a été à l'origine des civilisations traditionnelles agraires brillantes. Elle devient, avec l'augmentation de la population et l'essor des activités économiques, un bien économique pour les agriculteurs, les industriels et les collectivités urbaines. Gaspillée et surexploitée, elle est menacée par les usages intensifs; mais elle fait déjà l'objet d'une maîtrise ancienne.

1.3.1 L'évolution hydraulique

Dans l'antiquité, de grandes civilisations hydrauliques s'affirment sur tous les continents. On les trouve au Moyen-Orient, le long des fleuves (Tigre, Euphrate, Nil), en Asie (Chine, Inde, Asie centrale), en Amérique (Andes et Mexique) et sur le pourtour du bassin Méditerranéen (Grèce et Rome). Le plus ancien barrage connu fut celui construit par les Pharaon sur le Nil vers 2700 avant J-C [4]. Les Romains avaient découvert que pour améliorer les débits d'eau, il fallait creuser des galeries dans le massif rocheux pour recouper les écoulements et agrandir les fissures [5].

La concentration urbaine et industrielle crée des demandes nouvelles en eaux potables et nécessite le recours à l'épuration des eaux usées [4].

1.3.2 L'homme moderne et les usages d'eau

Entre irrigation, industrie et usage domestique, l'eau est le chaînon de toute économie; il est l'élément indissociable de la vie aussi bien économique et industrielle ou sociale.

Ses usages sont divers aussi bien dans le secteur primaire que secondaire ou tertiaire.

La consommation d'eau douce est liée à la population et au degré de développement industriel qui a tendance à se stabiliser en Europe et en Amérique du Nord où l'industrialisation est ancienne et la croissance démographique est faible. En revanche, elle est importante en Asie où l'on trouve la majeure partie des terres irriguées (où l'agriculture étant d'une manière générale, le premier consommateur d'eau douce), et c'est en Afrique et en Amérique du Sud qu'elle augmente le plus [6].

1.3.3 Usage agricole

L'eau de l'irrigation provient des sources d'eau douce, de rivières, de barrages, de retenues collinaires ou encore de puits. Elle peut provenir aussi des eaux recyclées ou épurées.

Les ressources hydriques représentent le cheval de bataille du secteur primaire. Indispensable aussi bien à l'arrosage de champs qu'à l'élevage d'animaux, la sécurité alimentaire reste en fonction de cette variable; la surface totale cultivée dans le monde est d'environ 1500 millions d'hectares (Mha), dont 800 Mha en pays en voie de développement et 700 en pays industrialisés [7].

Sur cette surface totale cultivée, environ 280 Mha sont irrigables, soit trois fois de plus qu'il y a quarante ans [8]. Cette irrigation permet d'augmenter les rendements agricoles et de diminuer l'impact des aléas ou déficiences climatiques.

A titre d'exemple, les deux tiers des eaux du Nil sont détournés chaque année en faveur de l'agriculture. Les eaux des fleuves: Amou Daria (anciennement Oxus, grand fleuve prenant sa source dans les montagnes du Pamir, en Asie centrale, et d'une longueur d'environ 1 415 km) et Syr-Daria (fleuve de l'Asie centrale, l'un des plus importants de la région), ont été détournés à 96% pour alimenter l'arrosage des cultures de riz et de coton[9]. La figure (1-1) illustre l'usage agricole de l'eau dans le monde.

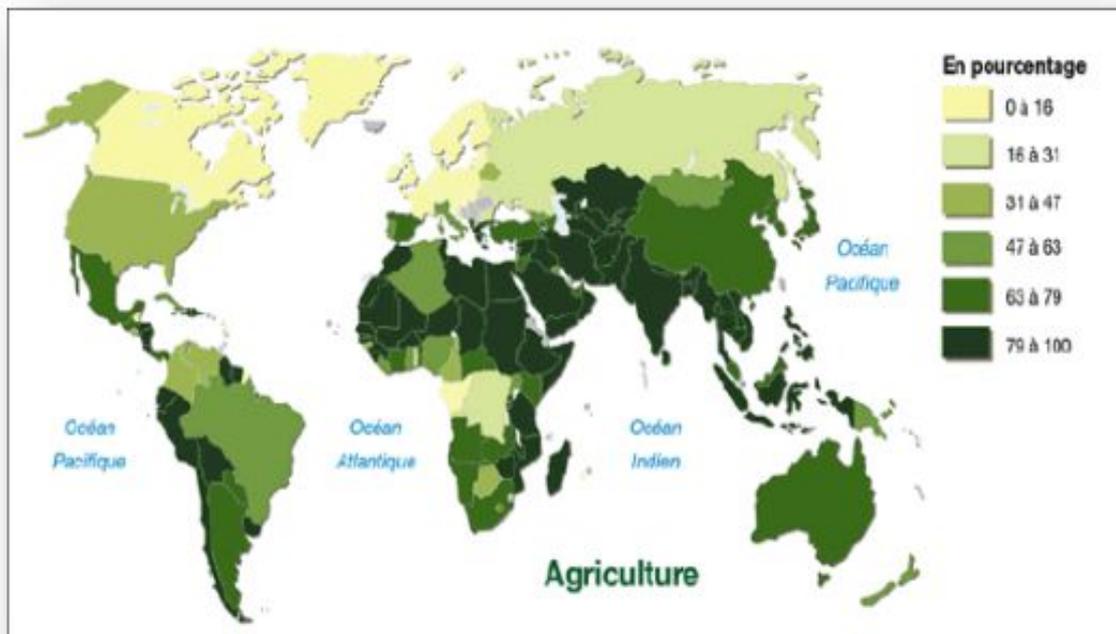


Figure 1-1 : Usage de l'eau en agriculture dans le monde [10].

Au niveau de l'agriculture, les cultures fortement consommatrices d'eau peuvent exercer une grande pression sur les capacités des ressources hydriques. Des techniques d'irrigations comme l'aspersion ou la goutte à goutte sont des choix techniques plus appropriés au niveau de l'agriculture.

1.3.4 Usage dans l'industrie

Présente dans les différents stades de la chaîne de fabrication, l'eau représente une matière première qui rentre dans la composition d'un produit industrialisé (boissons, produits laitiers, etc.), elle est présente aussi dans le processus de fabrication, aussi bien comme élément de refroidissement, que comme solvant dans l'entraînement des déchets. L'eau sert à imbiber, rincer, cuire, tremper les textiles et produits alimentaires. Dans les centrales nucléaires, l'eau sous pression est utilisée pour refroidir le cœur des réacteurs. Le volume d'eau demandé par un pays pour son industrie dépend fortement de son degré d'industrialisation. La consommation reste très variable d'un pays à un autre comme on peut le voir sur la figure 1-2 suivante:

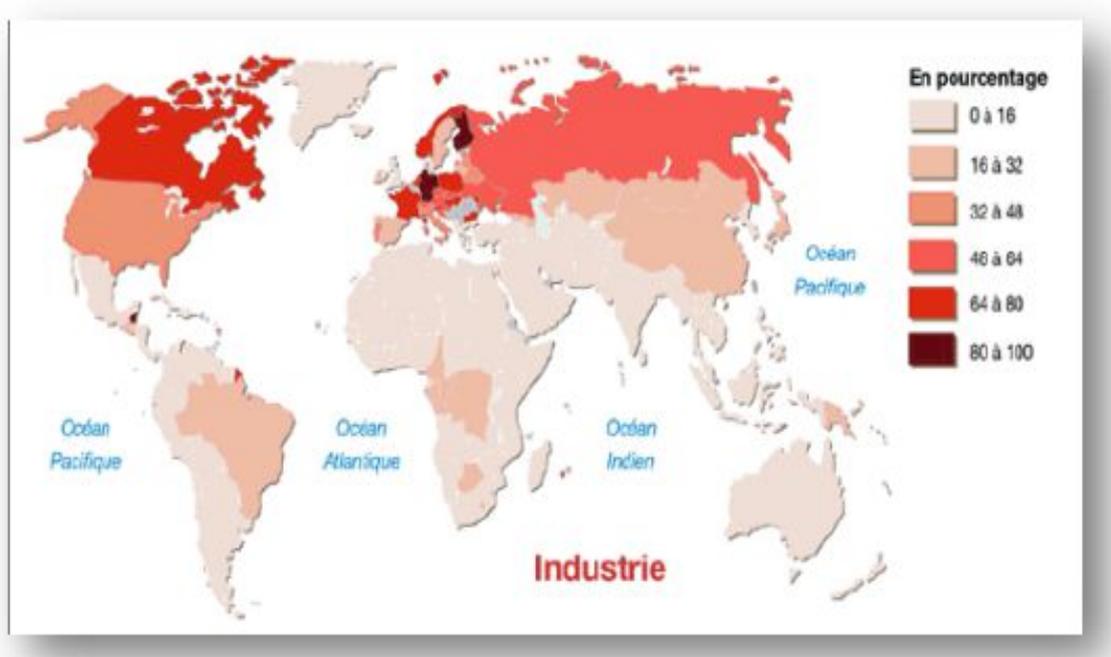


Figure 1-2 : Usage de l'eau dans l'industrie dans le monde [10].

Comprenant un potentiel énergétique non négligeable, l'eau en mouvement peut faire tourner une turbine. Ainsi, les barrages installés sur les cours d'eaux permettent de capter sa force motrice pour produire de l'énergie électrique.

1.3.5 Usage domestique

L'eau est omniprésente dans nos foyers. Les ménages représentent le deuxième plus gros consommateurs d'eau douce après l'agriculture.

Contrairement à cette dernière, l'usage de l'eau chez les ménages a plus que doublé en l'espace de 25 ans, tandis qu'en irrigation, on est passé de 80 millions de m³ en 1975 à 55 millions de m³ en 2002 [11], la figure 1.3 indique l'usage domestique de l'eau dans le monde.

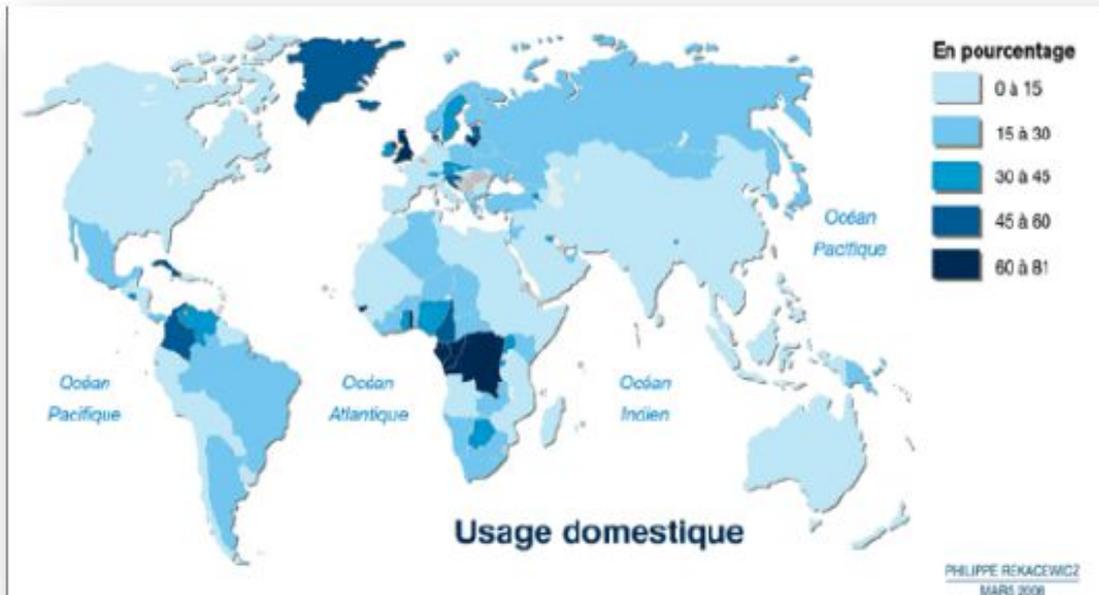


Figure 1.3: Usage domestique de l'eau dans le monde [10].

1.4 Classification des eaux

Les eaux sont classées en fonction de plusieurs paramètres. On peut les classer en fonction des quantités de matières dissoutes (salinité) qu'elles contiennent (tableau 1-1). Les eaux saumâtres qui proviennent habituellement des nappes d'eau souterraines ont une salinité comprise entre 1 et 10 g/l.

Tableau 1-1: Classification des eaux selon leurs salinités [12].

Type d'eau	Salinité (mg/l)
Eau douce	< 500
L'eau légèrement saumâtre	1 000 - 5 000
Eau modérément saumâtre	5 000 - 15 000
Eau très saumâtre	15 000 - 35 000
Eau de mer	35 000 - 42 000

1.4.1 Eaux superficielles

Elles sont constituées de toutes les eaux circulantes ou stockées à la surface des continents. Elles ont pour origine les eaux de ruissellement ou les nappes profondes dont l'émergence constitue des sources, des ruisseaux puis des rivières.

Ces eaux se rassemblent en cours d'eau caractérisés par une surface de contact eau-atmosphère en mouvement et une vitesse de circulation appréciable. Elles peuvent se trouver stockées en réserves naturelles (étangs, lacs) ou artificielles (retenues, barrages) caractérisées par une surface d'échange eau-atmosphère quasiment immobile, une profondeur qui peut être importante, et un temps de séjour souvent élevé. Ces facteurs résultent, pour la plupart, de l'activité humaine et industrielle, mais aussi de processus naturels (eutrophisation) qui peuvent dégrader la qualité de l'eau.

1.4.2 Eaux souterraines

Les eaux qui ne sont ni ré-évaporées, ni retournées à la mer par ruissellement s'infiltrent dans le sol et le sous-sol pour s'y accumuler et constituer les eaux souterraines.

La pénétration et la rétention des eaux dans le sol dépendent des caractéristiques des terrains en cause, et en particulier de leur structure et topographie qui déterminent le type de réservoirs phréatique (nappes), et du mode de circulation souterraine.

Les principales caractéristiques des eaux souterraines sont: une faible turbidité, une température constante, un faible indice de couleur, une dureté souvent élevée, et une concentration relativement élevée en fer et en manganèse.

1.4.3 Eaux de mer

L'eau de mer est une source d'eau inépuisable qu'on peut utiliser pour s'approvisionner en eau douce après Dessalement. Les eaux de mer sont caractérisées par leurs concentrations en sel dissous (salinité). Les données du tableau 1.2 révèlent que la salinité de l'eau n'est pas la même dans toutes les mers. Les salinités indiquées ici constituent des valeurs moyennes pour l'ensemble de chaque mer ou océan. En effet, les eaux situées près de l'embouchure des grands fleuves ont habituellement une salinité plus faible.

Tableau 1-2: Salinité des principales eaux de mer [12].

Mer ou océan	Concentration (g/l)
Golfe arabo persique	40 à 70
Mer méditerranée	36 à 39
Océan atlantique	35
Océan pacifique	35
Mer Caspienne	13
Mer baltique	7
Mer morte	270

1.5 L'eau dans le monde

On estime que les ressources en eau potable dans le monde sont de 40.000 milliards de m³ pour une population de 7 milliards de personnes soit presque 6800 m³/habitant/an. Cette disponibilité varie d'un pays à un autre.

Il y a plusieurs facteurs causant la pénurie d'eau dans le monde:

- a- Un accès insuffisant à l'eau potable pour environ 900 millions de personnes [13].
- b- Un accès insuffisant à l'eau domestique pour environ trois milliards de personnes [14].
- c- Le pompage excessif des eaux souterraines entraînant une baisse de rendement agricole dans le future [15].
- d- L'utilisation excessive et la pollution des ressources en eau nuisent à la biodiversité [16].
- e- Les maladies d'origine hydrique et pandémies [16].
- f- La sécheresse prolongée [16].
- g- Les dommages (dus aux inondations) à l'infrastructure existante qui cause la pénurie d'eau potable à court terme [16].
- h- Les conflits régionaux sur des ressources en eau rares entraînant parfois des guerres [16].

La Banque mondiale a signalé que 90 pays connaissent maintenant des pénuries d'eau qui menacent la santé et l'économie. Plus de trois milliards de personnes, presque 50% de la population mondiale, n'ont pas accès à l'eau potable ni à l'assainissement. Dans ce contexte, on ne peut s'attendre à ce que les conflits liés à l'eau soient résolus à l'amiable.

Plus d'une douzaine de pays reçoivent la plus grande partie de leur eau des rivières qui traversent les frontières des pays voisins considérés comme hostiles. Bien que les crises d'eau soient étroitement liées aux tensions régionales, l'histoire montre que l'eau a rassemblé les gens plusieurs fois. Les conflits aigus au sujet de l'eau sont bien moins nombreux que ceux de

la coopération [17, 18]. Par contre, l'instabilité régionale a été provoquée par l'absence d'institutions de coopération régionale [19]. La situation devient encore plus grave et personnelle lorsque la pénurie d'eau se résume à la disponibilité de l'eau potable. Plus de 1,1 milliard de personnes n'ont toujours pas accès à l'eau potable. La couverture reste faible, en particulier dans les zones rurales pauvres d'Afrique et dans les zones périurbaines informelles. Le tableau 1-3 montre le pourcentage de la population ayant accès à l'eau potable.

De nombreux pays arides et semi-arides sont confrontés à une pénurie d'eau due au manque de ressources naturelles, en particulier dans le monde arabe. Les pays arabes accordent de plus en plus d'attention et d'intérêt aux ressources en eau en raison de leur économie croissante, de leur niveau de vie croissant et de l'accroissement de leur population. Ces pays investissent continuellement dans le développement des ressources disponibles et fournissent de grandes quantités d'eau aux centres urbains, aux villages, aux fermes et aux autres utilisateurs. La figure 1-4 montre la distribution mondiale de la pénurie d'eau physique et économique.

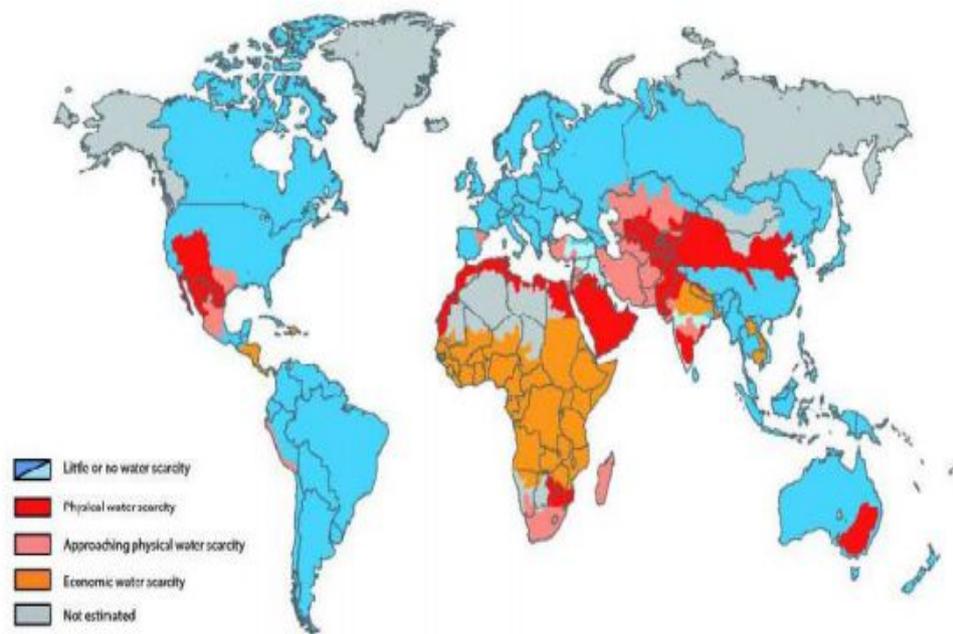


Figure 1-4: Zones de pénurie d'eau physique et économique [20].

La situation de pénurie d'eau ne se limite pas seulement aux pays pauvres d'Afrique ou aux régions arides d'Arabie, mais elle est également prédominante dans les pays en développement dotés de ressources naturelles en eau. Beaucoup d'endroits en Inde font face à la pénurie d'eau en raison des grandes populations.

Ainsi, la pauvreté, l'industrialisation, le manque de ressources naturelles et l'explosion démographique sont des facteurs qui contribuent aux problèmes d'eau [22], qui ne se limitent pas à la disponibilité. L'activité humaine produit une grande quantité d'eaux usées, ces dernières doivent être traitées avant d'être rejetées dans l'environnement. Les systèmes d'approvisionnement en eau, les systèmes d'égouts et les installations de traitement sont essentiels pour éliminer les problèmes d'eau.

Tableau 1-3: Pourcentage de la population ayant accès à l'eau potable [21].

	1990	2000		1990	2000	Asie du sud	1990	2000		1990	2000
Afrique sub-saharienne			Moyen orient et Afrique du nord						CEE/CIS		
Mauritanie	100	100	Cyprus	100	100	Maldives	-	100	Belarussie	-	100
Comores	88	96	Djibouti	-	100	Bangladesh	94	97	Bulgarie	-	100
Botswana	93	95	Liban	-	100	Pakistan	83	90	Slovaquie	-	100
Gabon	-	86	Egypte	94	97	Nepal	67	88	Hongrie	99	99
Afrique du Sud	86	86	Jordan	97	96	Regional average	72	85	Russie	-	99
Zimbabwe	78	83	Arabie Saoudite	-	95	Inde	68	84	Ukraine	-	98
Cote d'Ivoire	80	81	Iran	-	92	Sri Lanka	68	77	Yugoslavie	-	98
Burundi	69	78	Algerie	-	89	Bhutan	-	62	Albanie	-	97
Lesotho	-	78	Regional average	82	87	Afghanistan	-	13	Moldavie	-	92
Senegal	72	78	Palestinian Terr.	-	86				Kazakhstan	-	91
Namibie	72	77	IraK	-	85	Latin America/Caribbean			Regional average	-	91
Cape Verde	-	74	Maroc	75	80	Barbados	-	100	Ouzbekistan	-	85
Ghana	53	73	Syrie	-	80	Saint Lucia	-	98	Turquie	79	82
Centre Afrique	48	70	Tunisie	75	80	Uruguay	-	98	Georgie	-	79
Nigeria	53	62	Asie de l'est et Pacifique			Chile	90	93	Pays industriels		
Niger	53	59	Cook Islands	100	100	Belize	-	92	Andorre	-	100
Cameroon	51	58	S. Korea,	-	100	Guatemala	76	92	Australie	100	100
Kenya	45	57	Niue	100	100	Jamaïque	93	92	Autriche	100	100
Malawi	49	57	Singapore	100	100	Colombie	94	91	Canada	100	100
Mozambique	-	57	Tonga	-	100	Cuba	-	91	Denmark	-	100
Sierra Leone	-	57	Tuvalu	-	100	Panama	-	90	Finlande	100	100
Regional average	53	57	Samoa	-	99	Trinidad & Tobago	91	90	Malte	100	100
Guinea-Bissau	-	56	Coree	-	92	Honduras	83	88	Monaco	-	100
Togo	51	54	Vanuatu	-	88	Mexico	80	88	Hollande	100	100
Ouganda	45	52	Philippines	87	86	Brazil	83	87	Norvege	100	100
Congo	-	51	Thaïlande	80	84	Dominican Rep.	83	86	Slovenie	100	100
Guinee	45	48	Palau	-	79	Regional average	82	86	Suede	100	100
Madagascar	44	47	Indonesie	71	78	Ecuador	71	85	Suisse	100	100

La situation est bonne dans les continents développés d'Europe et d'Amérique du Nord, mais elle est pire dans les pays en développement. Une grande partie de ménages, même dans les grandes villes des pays en développement, n'ont pas accès aux égouts [23, 24] ; la figure 1-5 montre le pourcentage de ménages raccordés à l'eau et aux égouts dans les grandes villes du monde.

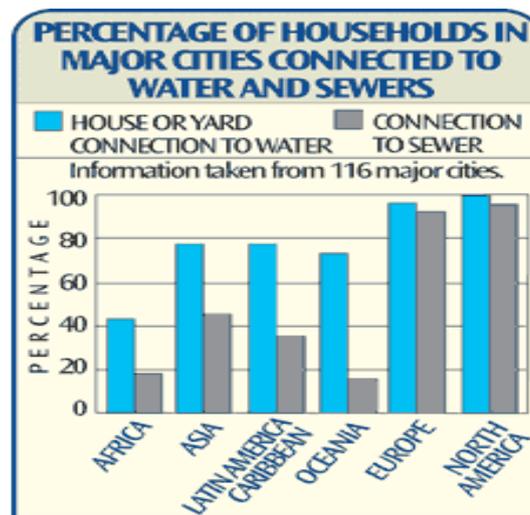


Figure 1-5 : Pourcentage de ménages dans les grandes villes du monde raccordés à l'eau et aux égouts.

Le monde arabe se situe dans l'une des régions les plus sèches du globe. C'est aussi la région où la population est appelée à connaître un fort taux de croissance démographique et par conséquent une croissance en besoin en eau. Dans cette région, plusieurs questions sont soulevées : l'accès à l'eau potable pour les populations, le recyclage des eaux usées, le prix de l'eau pour un usage optimal, l'importance de la maîtrise des techniques et de la recherche & développement, l'importance du développement des institutions pour une industrie efficace de l'eau, la question des ressources humaines ainsi que la mise en place des systèmes d'informations de l'eau.

L'un des grands défis dans la région reste le développement des capacités nécessaires pour l'exploitation et la gestion des ressources en eau compte tenu de l'évolution des ressources en eau au Maghreb d'ici 2025 (comme on peut le constater dans le tableau 1-4)[25].

Tableau 1-4 : Disponibilité en eau potable dans l'espace maghrébins[26, 27].

	Population (million)		Précipitation (m ³)	Différentes sources d'eau			Disponibilité de l'eau (1000 m ³ /hab.)		Importance de la dégradation
	1990	2025		De surface	Souterraine	Total	1990	2025	
Algérie	24,96	51,95	63	12,4	6,7	19,10	00,76	00,36	47%
Maroc	25,04	45,65	150	22,5	7,5	30,0	1,19	0,65	55%
Tunisie	8,18	13,63	33	2,7	1,8	4,50	0,55	0,36	65%
Libye	4,55	12,84	-	0,20(*)	3,63	3,83	0,84	0,30	36%

1.6 L'eau en Algérie

L'Algérie avec sa superficie de 2381741 km² est divisée en 48 wilayas, dont près de 80% du territoire est une zone désertique. L'Algérie se situe, à l'instar des 17 pays Africains touchés par le stress hydrique, dans la catégorie des 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/habitant/an. Si en 1962, la disponibilité en eau théorique par habitant et par an était de 1500 m³, elle n'était que de 720 m³ en 1990, 680 m³ en 1995, 630 m³ en 1998, et elle ne sera que de 430 m³ en 2020. La disponibilité en eau potable en Algérie en m³/habitant/an dépassera donc légèrement le seuil des 400 m³/ha/an [28].

L'eau est menacée dans sa qualité et dans sa quantité. Malgré la construction de nouveaux barrages et le recours au dessalement, l'Algérie enregistrera un déficit en eau de 1 milliard de m³ d'ici l'an 2025 [29]. La demande en eau potable, en eau agricole et en eau industrielle, est gérée par une démographie et un développement industriel sans cesse croissants [28].

1.6.1 Les principaux problèmes hydrauliques en Algérie

La rareté croissante des ressources en eau qui résulte de la diminution des quantités disponibles par habitant, la dégradation de la qualité en plus des objectifs de développement économique et social ; imposent donc l'élaboration et la définition d'une stratégie de gestion de l'eau à moyen et à long terme.

Le problème de l'eau est aggravé ces dernières années par la sécheresse qui a touché l'ensemble du territoire et a montré combien il était nécessaire d'accorder la plus grande attention à l'eau. Cette ressource vitale est menacée dans sa qualité et dans sa quantité. Nous examinons dans cette section les principaux problèmes techniques qui affectent la quantité et la qualité des ressources en eau [29]; il s'agit des problèmes suivants:

- Envasement des barrages Algériens.
- Evaporation des lacs de barrages .
- Fuites dans les barrages .
- Eutrophisation des retenues de barrages.
- Intrusion des eaux marines dans les aquifères côtiers.

1.6.2 Les potentialités en eau

Le taux de raccordement à l'alimentation en eau potable est de 85%. Le prix de revient d'un mètre cube d'eau est de 20DA, alors qu'il est cédé à 3,80DA pour la 1^{ère} tranche (consommation <25 m³) et 24,70DA pour la 4^{ième} tranche (consommation >82m³). Les pertes en eau sont estimées à 50%.

La consommation d'eau distribuée est de 161 l/hab/j. Si on tient compte des fuites (50%), de l'industrie et du tourisme, cette quantité devient 60 l/hab/j. Pour les 20 années à venir, pour résoudre le problème de la pénurie d'eau, l'investissement est estimé à 17 milliards de \$, sans parler de la réhabilitation et du renouvellement des différentes infrastructures (300 millions de \$ par an); soit au total 1,2 milliards de \$/an [30].

1.6.3 Les eaux conventionnelles

a. Les eaux superficielles

L'Algérie est un pays semi-aride, voire aride et les ressources en eau sont faibles, irrégulières, et localisées dans la bande côtière. L'apport total des précipitations serait de l'ordre de 100 milliards de m³ d'eau par an dont 12,4 milliards de m³ se transforment en écoulements superficiels, et seuls 6 milliards de m³ sont mobilisables en tenant compte des sites favorables techniquement (Hydrologie, topographie, géologie).

Si la population de l'Algérie était estimée à 23 millions en 1987; 28 en 1995; 32 en 2000; 39 en 2010; et 46 en 2020; la consommation en eau potable et industrielle est de l'ordre de 5 milliards de m³ alors que la mobilisation actuelle est à peine de 2 milliards de m³.

Il faudrait donc mobiliser dans les 20 ans à venir 3 milliards de m³, en excluant les eaux d'irrigation et les fuites dans les conduites. Les superficies irriguées sont estimées à 450000Ha. L'objectif à atteindre à court terme étant de 770000Ha, et si l'on suppose qu'en moyenne, il faut 8000 m³/ha, il nous faudrait mobiliser 6,2 milliards de m³.

Donc il faudrait mobiliser en 2020, plus de 11 milliards de m³ d'eau, alors que nos capacités théoriques sont de 6 milliards [30].

b. Les eaux souterraines

Ces ressources sont évaluées à 1,8 milliards de m³ dans le nord de l'Algérie. Les potentialités du sud sont estimées à 60000 milliards de m³. Ces dernières sont difficilement exploitables et renouvelables: 4 à 5 milliards de m³ seulement sont exploitables annuellement [30].

1.6.4 Les eaux non conventionnelles

a. Les eaux usées : En 1994 les réseaux d'assainissement totalisent 17000 km (11500 km en milieu urbain et 5500 km en milieu rural). Le taux de raccordement en milieu urbain est supérieur à 80%. Le volume rejeté annuellement est évalué à plus de 600 millions de m³.

Une cinquantaine de stations d'épuration ont été réalisées en Algérie avec une capacité de traitement de l'ordre de 4 millions équivalents habitants. En 2000, le nombre a été une soixantaine de stations avec une capacité de traitement de l'ordre de 5,2 millions d'équivalents habitants. Il est à noter que près de 95% de ces stations sont à réhabiliter [30].

b. Les eaux saumâtres/salées : L'Algérie est un pays méditerranéen, ayant 1200 km de côtes, ce qui laisse présager d'énormes possibilités. La quantité d'eau dessalée en Algérie est estimée à 60 millions m³ (dans le monde arabe elle est de 4537 millions de m³) [30].

1.7 La technique de Dessalement

La demande en eau douce dans le monde, croit chaque année de 4 à 5%, tandis que les ressources naturelles restent invariables pour ne pas dire qu'elles diminuent (problème de pollution de plus en plus importante). Cette équation montre que bientôt la demande sera supérieure aux ressources. Le recours au Dessalement deviendra un jour (pour les pays arides comme l'Algérie) une nécessité absolue. Le problème de l'eau sera sûrement, dans les cinquante années à venir, plus important que le problème de l'énergie. Le Dessalement est le processus de traitement d'eau qui consiste à enlever les sels de l'eau saline. Cette technologie a été réellement utilisée pour la première fois durant la deuxième guerre mondiale lorsque des bases militaires dans des régions arides avaient besoin d'eau pour leurs troupes. Le gouvernement américain a investi beaucoup pour le développement des technologies de Dessalement. Par la suite; des stations de Dessalement de capacité de moins 8000 m³/j ont été installées dans diverses régions du monde; elles sont utilisées spécialement pour le Dessalement de l'eau de mer.

En 1980, le dessalement est devenu une entreprise commerciale mature; un grand nombre de chercheurs ont travaillé dans ce domaine pour améliorer le rendement de ces technologies et atteindre une efficacité meilleure.

Ces technologies étaient utilisées pour produire de l'eau potable afin de préserver la vie dans certaines régions comme les pays des régions arides telles que les pays du moyen orient [31]. De nombreuses technologies de dessalement existent pour séparer les sels dissous de l'eau. L'eau dessalée est récupérée pour la consommation où les sels sont concentrés dans un flux d'eau appelé rejet de saumure, déversé soit dans la mer soit dans un aquifère salin ou dans des bassins d'évaporation[32]. Un diagramme de flux typique du processus avec des entrées et des sorties est montré dans la figure 1-6.

Les processus de dessalement de l'eau nécessitent des quantités d'énergie importantes pour réaliser la séparation du sel et obtenir de l'eau fraîche. La quantité et le type de l'énergie requise diffèrent selon la technique utilisée [32].

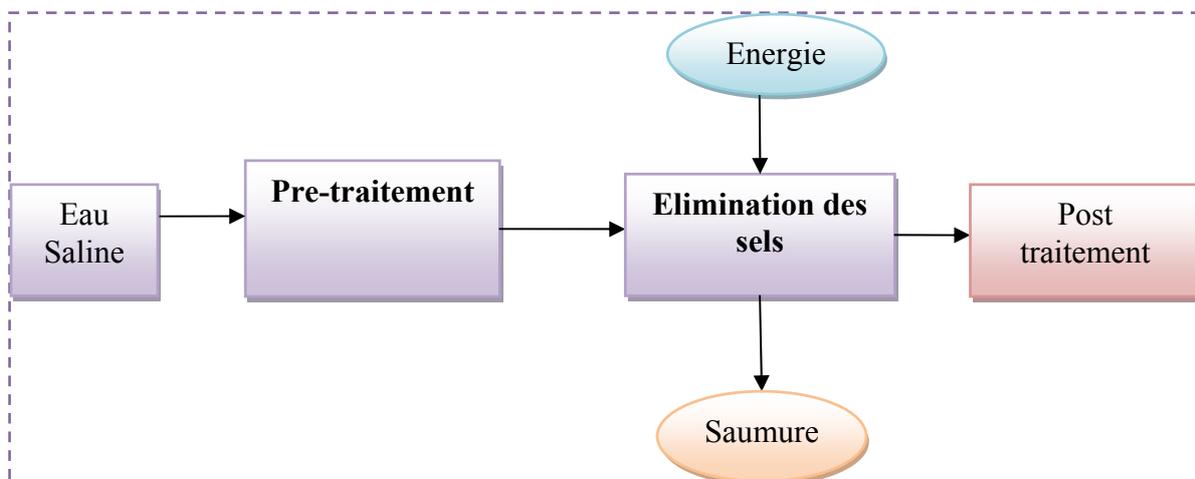


Figure 1-6: Système typique de dessalement.

1.8 Différentes méthodes de dessalement

Les principales techniques de dessalement sont :

- Techniques de changement de phase (distillation):
 - Évaporation flash multi-étapes (FME).
 - Distillation multi-effets (DME).
 - Distillation par compression de vapeur.

- Distillation thermique solaire.
- Techniques membranaires:
 - Électrodialyse.
 - Dé-ionisation capacitive.
 - Osmose inverse.

1.8.1 Techniques de changement de phase (distillation)

a. Évaporation flash à multi-étapes (FME)

Le principe de base impliqué dans le procédé FME est de chauffer l'eau de mer à environ 90-120 °C en utilisant la condensation de la vapeur produite et en la complétant avec une source externe de vapeur. L'eau de mer chauffée est ensuite flashée par étapes successives maintenues à des niveaux de pression décroissants. La vapeur produite est condensée et récupérée sous forme d'eau pure. La technique FME peut accepter une charge de contaminants plus élevée (solides en suspension, métaux lourds, huile, graisse, DCO, DBO, etc.) dans l'eau de mer. Elle est capable de produire de l'eau distillée de bonne qualité pour: les centrales électriques, les industries de transformation et plusieurs autres applications de haute pureté [34], comme la figure 1-7 le montre.

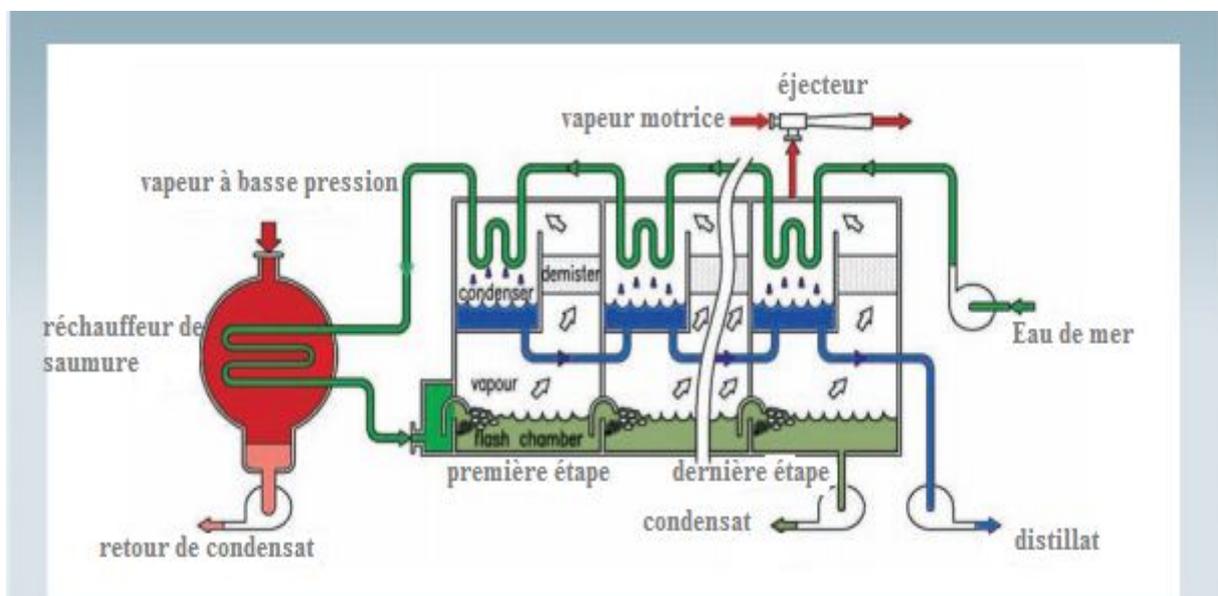


Figure 1-7: Diagramme du processus Flash multi-étapes (FME)[34].

b. Distillation à multi-effets (DME)

La distillation à effets multiples implique un réseau de serpentins de chauffage horizontaux disposés dans des chambres ayant chacune une pression inférieure par rapport à la chambre précédente. L'eau d'alimentation passe à travers chaque chambre verticalement et une partie de l'eau d'alimentation se vaporise où le concentrât tombe dans la chambre suivante. Ce processus se poursuit jusqu'à ce qu'il n'y ait plus d'eau à vaporiser. Les vapeurs sont ensuite condensées, et l'eau produite sera récupérée.

Souvent, les distillateurs à effets multiples sont disposés verticalement et l'eau d'alimentation traverse un tube immergé dans un bain de vapeur, et l'eau de mer chauffée se vaporise en laissant derrière une saumure à rejeter [35]. La figure 1-8 illustre ce processus.

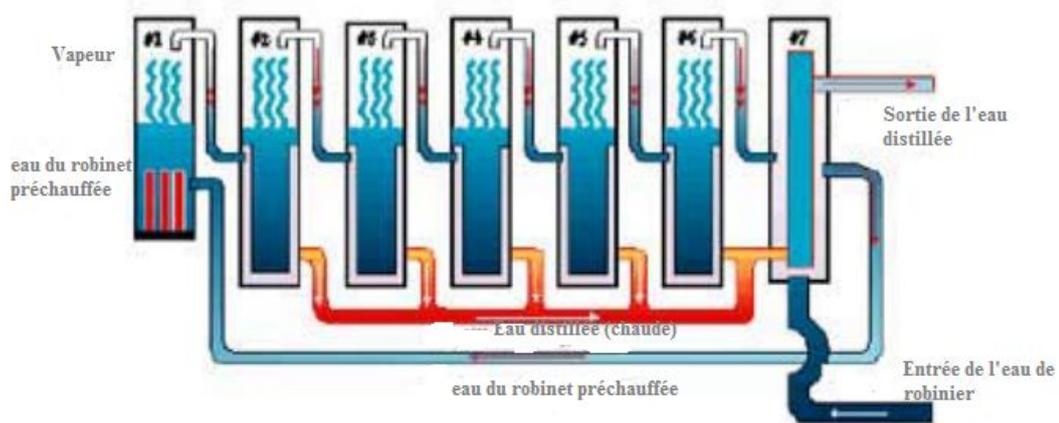


Figure 1-8: Procédé de distillation à multi- effets (DME) [36].

c. Compression de vapeur

La compression de vapeur est probablement la plus efficace des processus thermiques parce qu'elle utilise le produit comme source d'énergie pour le processus. Encore une fois, l'eau salée est pulvérisée sur un collecteur de tubes horizontaux chauffés qui provoque l'eau salée à se vaporiser pendant que le rejet de saumure s'accumule au fond de l'unité.

La vapeur est alors chauffée davantage et comprimée en créant un gaz extrêmement chaud. Le gaz est ensuite forcé dans le collecteur des tubes horizontaux et agit comme source de chaleur. Lorsque la vapeur transfère sa chaleur à l'eau salée entrante, elle se refroidit et se condense pour former de l'eau douce [37]. La figure 1-9 illustre le principe de la compression de vapeur.

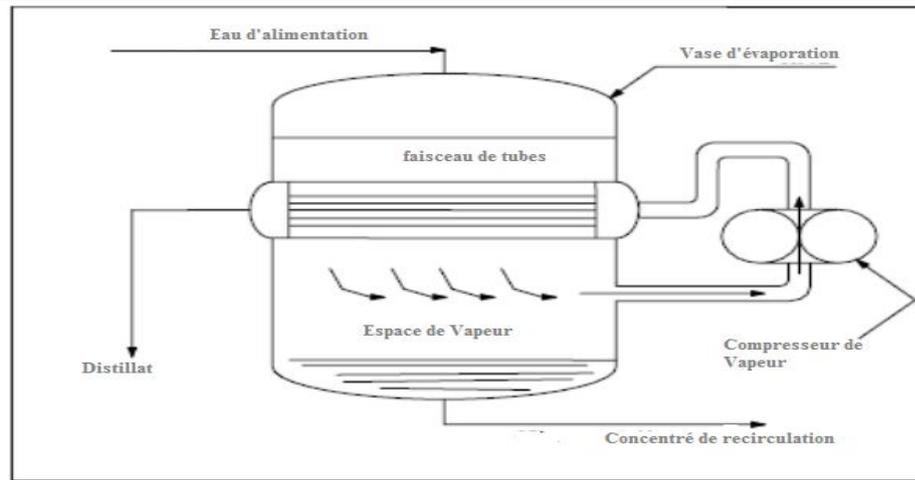


Figure 1-9: Principe du procédé de compression de vapeur [38].

d. Distillation thermique solaire

L'énergie solaire est toujours disponible et peut donc être utilisée pour dessaler l'eau salée. Son utilisation peut être classée en deux types: (a) utilisation directe (distillation solaire), et (b) utilisation indirecte (l'énergie des rayons solaires est utilisée pour faire fonctionner les procédés de dessalement)[39].

1.8.2 Techniques membranaires

a. Électrodialyse

L'électrodialyse consiste à transférer des ions de sels dissous à travers des membranes qui ne laissent pas passer l'eau épurée; le mouvement des ions est provoqué par un champ électrique, où l'électrode négative (cathode) attire les cations, tandis que les anions se déplacent vers l'électrode positive (anode) (cf. figure 1-10).

Les installations sont formées d'empilements compartimentés de membranes alternativement anionique et cationique; où un compartiment sur deux renferme des saumures concentrées et un sur deux du permeat épuré. Les membranes utilisées en électrodialyse sont des membranes échangeuses d'ions qui se présentent sous la forme de feuilles dont l'épaisseur est comprise entre 0,1 et 0,8 mm. Du point de vue propriétés on distingue deux types de membranes:

- Les membranes échangeuses de cations qui sont perméables uniquement aux cations et dont le groupement fonctionnel est en général un groupement d'acide sulfonique (SO_3^-).
- Les membranes échangeuses d'anions qui sont perméables uniquement aux anions et dont le groupement fonctionnel est en général un groupement d'ammonium quaternaire (NR_3^+)[33].

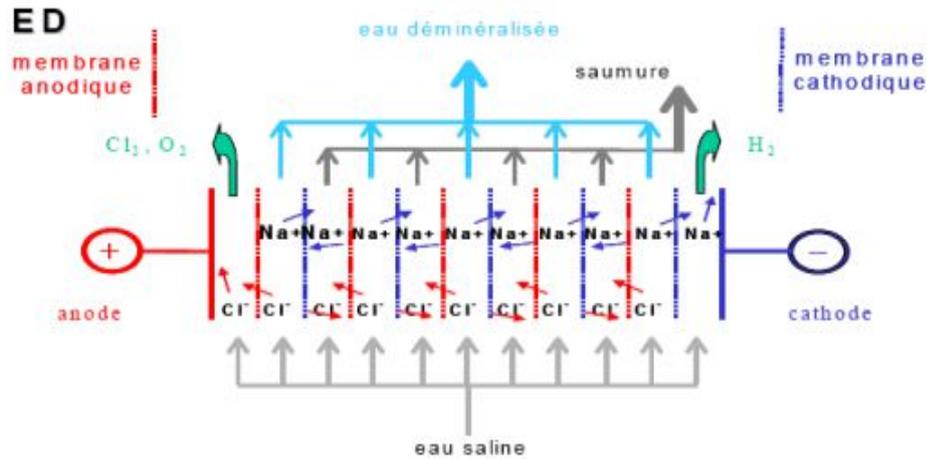


Figure 1-10: Principe de dessalement par électrodialyse [40].

b. Dé-ionisation capacitive

Les électrodes en carbone poreux ont un potentiel significatif de dessalement de l'eau à faible consommation d'énergie grâce à une technologie prometteuse appelée dé-ionisation capacitive (DCM). Dans la DCM, les ions de sel sont retirés de l'eau saumâtre lors de l'application d'une différence de tension électrique entre deux électrodes poreuses, dans lesquelles les ions seront temporairement immobilisés. Ces électrodes sont faites de carbones poreux optimisés pour la capacité de stockage de sel et le transport d'ions et d'électrons.

La dé-ionisation capacitive (DCM) est apparue au fil des années comme une technologie robuste, efficace et rentable pour le dessalement de l'eau avec une teneur en sel faible ou modérée [33]. L'efficacité énergétique de la DCM pour l'eau avec une concentration en sel inférieure à environ 10 g/l est due au fait que les ions de sel, qui sont le composé minoritaire dans l'eau, sont éliminés du mélange. Au lieu de cela, les autres méthodes extraient la phase majoritaire qui est l'eau, de la solution saline. En outre, la libération d'énergie pendant la régénération de l'électrode (libération d'ions, ou décharge d'électrodes) peut être utilisée pour charger une cellule voisine opérant dans l'étape d'électro-sorption ionique, et ainsi la récupération d'énergie est possible.

Un cycle DCM consiste en deux étapes, la première étant une étape d'électro-sorption ionique, ou de charge, pour purifier l'eau, où les ions sont immobilisés dans des paires d'électrodes de carbone poreuses. Dans l'étape suivante, les ions sont libérés, c'est-à-dire désorption des électrodes, et ainsi les électrodes sont régénérées [41]. Le mécanisme de base sous-jacent à la dé-ionisation capacitive est représenté schématiquement sur la figure 1-11.

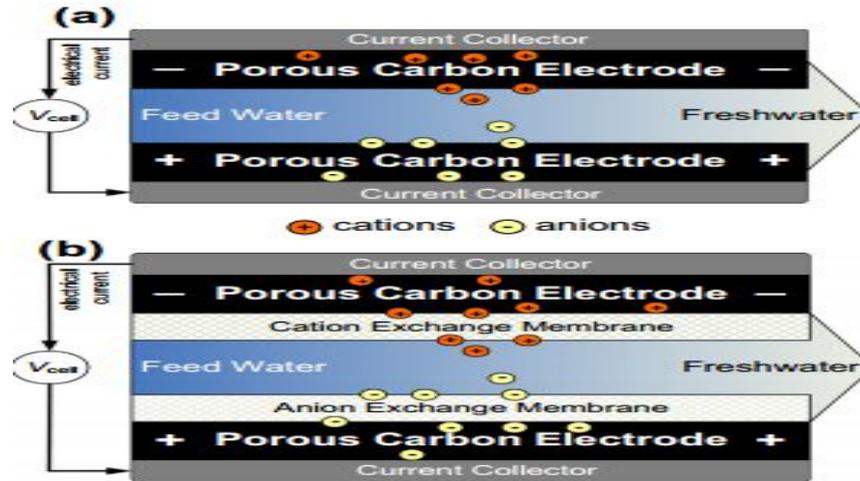


Figure 1-11: Conception schématique d'une cellule pour la dé-ionisation capacitive membranaire DCM [41].

c. Osmose Inverse

Le mot osmose vient du mot **endosmose** (1830) «passage intérieur d'un fluide à travers une cloison poreuse», de l'**endo** français «vers l'intérieur» + **osmos** grecque «une poussée» ou « pousser». L'osmose est un phénomène naturel, qui représente l'écoulement spontané du liquide d'une solution diluée à une solution plus concentrée; la figure 1-12 montre l'effet de l'osmose. L'écoulement du solvant à travers la membrane augmente le niveau de la solution dans l'entonnoir comme indiqué dans les figures 1-12 et 1-13. La pression hydrostatique développée s'appelle la pression osmotique. Beaucoup de travaux [42, 43] ont été présentés pour détailler les calculs de pression osmotique.

La figure 1-13 présente le principe de fonctionnement du procédé d'osmose inverse: lorsque deux solutions de concentrations différentes en soluté dissous sont mises en contact, celles-ci se mélangent jusqu'à uniformisation des concentrations.

Lorsque ces deux solutions sont séparées par une membrane semi-perméable laissant uniquement passer le solvant; le solvant de la solution diluée va traverser la membrane pour aller dans le compartiment contenant la solution concentrée. Ce transfert s'opèrera jusqu'à ce que la différence de l'hauteur du liquide entre les deux compartiments corresponde à la pression osmotique existante entre les deux solutions de concentrations différentes. En appliquant une pression supérieure à la pression osmotique, l'effet inverse se produit; le solvant traverse la membrane de la solution concentrée vers la solution diluée: c'est le procédé d'osmose inverse (OI)[33].

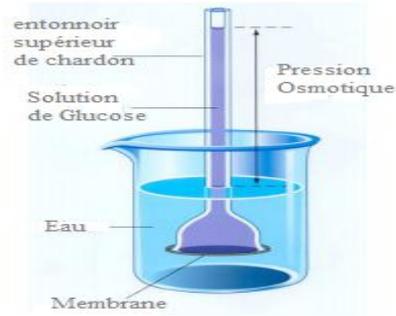


Figure 1-12: Description de l'osmose en action.

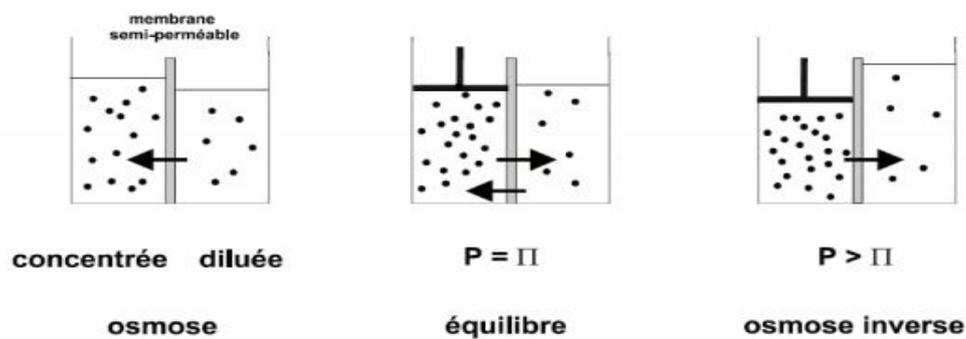


Figure 1-13 :Principe de fonctionnement du procédé d'osmose inverse [33].

L'osmose inverse est utilisé pour le dessalement de l'eau saumâtre et de l'eau de mer, ainsi que pour le traitement des eaux usées et la récupération / réutilisation de l'eau. Une usine typique de dessalement par osmose inverse comprend trois sections; à savoir une section de prétraitement, une section de membranes et une section de post-traitement. La section de prétraitement conventionnel consiste typiquement en une filtration particulière, une filtration micro-ionique et des additions de produits chimiques.

La section membranaire est constituée d'éléments membranaires logés dans des récipients à pression à travers lesquels de l'eau saline prétraitée passe sous pression au-delà de sa pression osmotique à l'aide d'une pompe haute pression couplée à un dispositif de récupération d'énergie. La section post-traitement comprend le traitement à la chaux pour la correction du pH et la chloration pour la désinfection, conformément aux normes de santé publique, et pour rendre l'eau non-corrosive pour les canalisations des systèmes de distribution. La consommation d'énergie dans ce type de procédés dépend de la teneur en sel de l'eau brute.

1.9 Etude comparative entre les différentes techniques

Comme nous avons expliqué, il existe différentes méthodes de dessalement des eaux, mais le choix d'une technique par rapport à une autre dépend du type d'eau à traiter, des conditions locales, ainsi que le volume total à traiter et essentiellement de la consommation énergétique de chaque technique. Le tableau 1.5 illustre une comparaison selon les avantages et les inconvénients de chaque technique.

Tableau 1.5 : Comparaison entre les différentes techniques de dessalement [45].

Technique	Avantages	Inconvénients
Multi Effets (ME)	<ul style="list-style-type: none"> - Haute capacité de production. - Faible coût en investissement. - Haute pureté du produit (<30ppm). - Apport énergétique indépendant de la salinité. - Opérateur qualification minimale des opérateurs. 	<ul style="list-style-type: none"> - Longue période de construction. - Faible conversion de l'eau d'alimentation (30%-40%). - Nécessite un grand espace avec exigences sur équipements.
Osmose Inverse (OI)	<ul style="list-style-type: none"> - Convient pour l'eau de mer et saumâtre. - Flexibilité dans la quantité et la qualité de l'eau. - Faible consommation de l'énergie par rapport à MED et VC. - Flexibilité pour l'emplacement du site. - Flexibilité dans le démarrage et l'arrêt de l'opération de dessalement. - Technique simple. 	<ul style="list-style-type: none"> - Basse qualité d'eau (250-500 ppm). - Nécessite une eau d'alimentation de haute qualité. - Coûts d'investissement et d'exploitation relativement élevés. - Exigence de la haute pression. - Temps assez Long de construction pour les usines à grande échelle.
Compression de vapeur (CV)	<ul style="list-style-type: none"> - Haute qualité de l'eau produite (20 ppm). - Courte période de construction. 	<ul style="list-style-type: none"> - Coûts élevés d'exploitation. - Haute consommation d'énergie.

	- Flexibilité de l'exploitation.	
Electrodialyse	<ul style="list-style-type: none"> - Faibles coûts d'exploitation et d'investissement. - Source d'énergie flexible. - Taux élevé de conversion (80%). - Faible consommation d'énergie. - Encombrement faible. - Faibles exigences sur les équipements. 	<ul style="list-style-type: none"> - Conseillée seulement pour des eaux à salinité relativement faible (<3000ppm). - Nécessité du prétraitement minutieux de l'eau d'alimentation. - Faible capacité de production. - Pureté affectée par la qualité de l'eau d'alimentation.
Multi Stage Flash (MSF)	<ul style="list-style-type: none"> - Flexibilité de la salinité de l'eau d'alimentation. - Production de haute pureté (<30ppm). - Haute capacité de production. - Faible nécessité des opérateurs qualifiés. - Utilisées à double fins: production d'eau et d'électricité. - Consommation élevée de l'énergie. 	<ul style="list-style-type: none"> - Faible taux de conversion (30% - 40%). - Coûts élevés d'exploitation. - Beaucoup d'exigences pendant la construction. - Potentiel limité d'amélioration après fin de construction.

1.10 Technologies actuelles et leurs mérites et démérites

En regardant les différentes usines de dessalement installées dans le monde, deux technologies majeures de dessalement sont employées: l'OI avec 51% des capacités de production installées, et la MSF avec 33% [44]. La figure 1-14 montre les capacités de dessalement installées par technique.

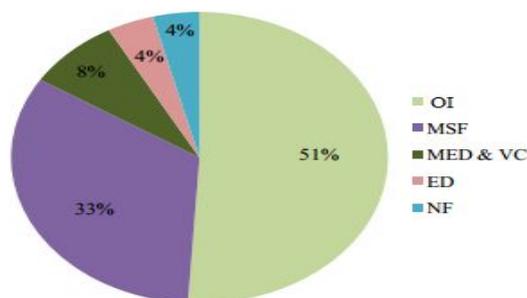


Figure 1-14: Capacité installée par procédé [44].

1.11 Raisons d'utiliser l'Osmose Inverse

La distillation utilise de l'énergie sous forme de chaleur (énergie de qualité basse) tandis que l'osmose inverse utilise l'énergie noble sous forme de travail (énergie de meilleure qualité). La distillation est très pratique lorsque l'énergie est disponible sous forme de chaleur.

La majorité des endroits n'ont pas facilement accès à l'énergie thermique. Le coût de l'énergie thermique provenant de la combustion est considérablement inférieur à celui de l'énergie noble (l'électricité). Par conséquent, dans la pratique, la distillation et l'osmose inverse ont pratiquement le même coût.

Souvent, les usines de distillation sont combinées avec une centrale électrique de combustible fossile pour optimiser l'utilisation de l'énergie.

Par ailleurs, la chaleur, qui aurait autrement été rejetée dans l'environnement, est utilisée pour le dessalement (pratiquement gratuit). Les installations de distillation fonctionnent mieux en dépit de la qualité d'eau d'alimentation. Par conséquent, dans la distillation, l'eau d'alimentation doit être prétraitée à une qualité inférieure à celle de l'osmose inverse, ce qui représente une dépense moindre dans le cas de la distillation.

Les échangeurs de chaleur dans une usine de distillation peuvent s'encrasser, mais la fréquence de l'entretien interventionnel et la gravité de l'encrassement sont plus élevées dans une usine d'OI. L'installation d'OI doit être arrêtée périodiquement pour le nettoyage. Le coût d'exploitation de l'usine de dessalement par OI est très élevé. En plus de l'énergie, les coûts d'exploitation de l'installation d'osmose inverse comprennent le remplacement des membranes (éléments OI).

Les installations d'osmose inverse peuvent être installées partout où il y a un accès à l'eau d'alimentation brute. Cet avantage rend les procédés OI plus fréquents autour du monde que les procédés de distillation. En OI, il n'y a pas de réactifs chimiques, donc l'effluent est sûr et peut être retourné à l'environnement sans opérations significatives de post-traitement. Les usines d'osmose inverse nécessitent des petites espaces (terrains), en plus, elles ont une conception modulaire et peuvent être facilement développées et redimensionnées selon les besoins. Le procédé OI est capable de produire de l'eau exempte d'impuretés gazeuses et volatiles dissoutes. En revanche, les usines de distillation nécessitent une planification étendue et une modification de l'infrastructure pour l'installation et l'expansion, et l'eau produite n'est pas épargnée d'impuretés volatiles.

Ces avantages des procédés OI, en plus des progrès incessants de la technologie membranaire, font de l'osmose inverse la technique la plus importante pour dessaler de l'eau.

Vu que la distillation n'est pas couramment utilisée pour le dessalement d'eau saumâtre; le processus d'osmose inverse est le principal moyen de dessalement de l'eau saumâtre dans laquelle nous pouvons éliminer les sels, les matières organiques et autres contaminants dissous dans l'eau. Il peut également rejeter les bactéries, les sucres, les protéines, les particules colorants et les autres constituants dont le poids moléculaire est supérieur à 150-250 Da. L'osmose inverse est également capable d'éliminer sélectivement les cations divalents comme le calcium et le magnésium, qui causent la dureté de l'eau.

En plus de purifier l'eau d'origine naturelle à usage humain, les systèmes d'osmose inverse sont utilisés partout dans le monde pour purifier l'eau destinée aux industries alimentaires et des boissons, dans les hôpitaux et dans l'agriculture pour modifier les sols et dans de nombreuses autres applications [46].

Chapitre 02 : Osmose Inverse « Procédé, Membrane et Modélisation »

2.1 Introduction

À partir de la fin des années soixantes, les procédés membranaires ont progressivement trouvé leur place dans des applications industrielles et servent d'alternatives viables à des procédés plus traditionnels comme la distillation, l'évaporation ou l'extraction.

Basés sur la force motrice principale, qui est appliquée pour accomplir la séparation, beaucoup de processus de membrane peuvent être distingués. Un aperçu des forces motrices et des processus de séparation membranaire associés est donné dans le tableau 2-1.

Tableau 2-1 : Procédés membranaires et forces motrices associées.

Force motrice	Processus membranaire
Différence de pression	<i>Microfiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration, Osmose inverse ou Hyperfiltration.</i>
Différence de potentiel chimique	<i>Pervaporation, Pertraction, dialysis, GasSeparation, VaporPermeation, Membranes Liquide</i>
Différence de potentiel électrique	<i>Electrodialysis, Membrane Electrophoresis, Membrane Electrolysis.</i>
Différence de température	<i>Membrane Distillation</i>

De nombreux manuels ont été écrits sur les mécanismes de base et les différentes applications de ces processus [47,48,49,50,51]. Les procédés de séparation par membrane à pression, électrodialyse et séparation de gaz sont mis en œuvre industriellement et généralement considérés comme une technologie éprouvée. Cependant, la plupart des autres processus sont encore au stade de développement.

2.2 Les membranes de filtration

Quatre procédés membranaires à pression sont distingués dans la pratique:

1. La microfiltration (MF): elle est caractérisée par une taille de pores membranaires comprise entre 0,05 et 2 μm et des pressions de fonctionnement inférieures à 2 bars. La MF est principalement utilisée pour séparer les particules et les bactéries des autres solutés plus petits.

2. L'ultrafiltration (UF): elle est caractérisée par une taille de pores membranaires comprise entre 2 nm et 0,05 μm et des pressions de fonctionnement comprises entre 1 et 10 bars. Elle est utilisée pour séparer les colloïdes (comme les protéines) de petites molécules (comme les sucres et les sels).

3. La nano-filtration (NF): elle est caractérisée par une taille de pores comprise entre 0,5 et 2 nm et des pressions de fonctionnement comprises entre 5 et 40 bars. La NF est utilisée pour réaliser une séparation entre (les sucres, les autres molécules organiques, les sels multivalents et monovalents) et l'eau.

4. L'Osmose inverse (OI) ou hyper-filtration: Les membranes OI sont considérées comme n'ayant pas de pores. Le transport du solvant est réalisé à travers le volume libre entre les segments du polymère constituant la membrane. Les pressions de fonctionnement dans l'OI sont généralement comprises entre 10 et 100 bars et cette technique est principalement utilisée pour éliminer l'eau.

L'importance du domaine des membranes peut être jugée à partir des quantités de membranes installées dans les divers secteurs industriels.

Le principe des quatre processus membranaires est illustré à la figure 2 -1.

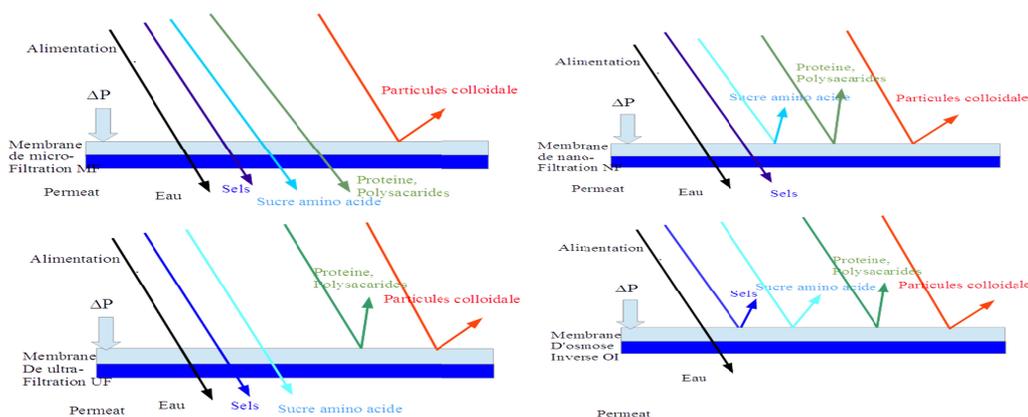


Figure 2-1 : Représentation schématique de la microfiltration, l'ultrafiltration, la nano-filtration et l'osmose inverse .

2.3 Le procédé d'osmose inverse

Le phénomène de l'osmose naturelle se produit dans un système fermé contenant de l'eau pure séparée d'une solution aqueuse de sel par une membrane semi-perméable.

L'eau pure circule à travers la membrane pour diluer la solution de sel (Fig. 2-2 A). Ce flux spontané de l'eau pure est appelé « osmose ».

En raison de la pénétration, le volume de la solution de sel augmentera et va créer sur le côté de la solution une différence de pression. Le flux d'eau pure s'arrête quand cette différence de pression atteint la valeur de la pression osmotique de la solution, (figure 2-2 B). D'autre part, si une pression est appliquée sur le côté de la solution saline, le débit de l'eau pure sera diminué.

À mesure que la pression augmente, jusqu'à un point d'équilibre où il n'y a pas de flux de chaque côté (figure 2-2 C); cet état dit "équilibre osmotique" est atteint lorsque la pression appliquée est égale à la pression osmotique de la solution.

En condition isotherme, la pression osmotique d'une solution est directement proportionnelle à la concentration et il peut être écrite sous une forme simple comme $\Pi = \phi.R.T.C$ (où: ϕ = coefficient osmotique, R = constante de gaz universelle, T = température absolue et C =concentration).

Au point où l'équilibre osmotique est atteint ; l'augmentation de la pression mène à inverser la direction du flux d'eau pure (figure. 2-2 D). Ainsi, les molécules d'eau pure dans la solution saline passeront à travers la membrane en laissant les molécules de sel derrière. Ce dernier phénomène est à la base de la méthode de dessalement par osmose inverse. Un diagramme simplifié d'un système d'osmose inverse typique est illustré à la figure. 2-3 [52].

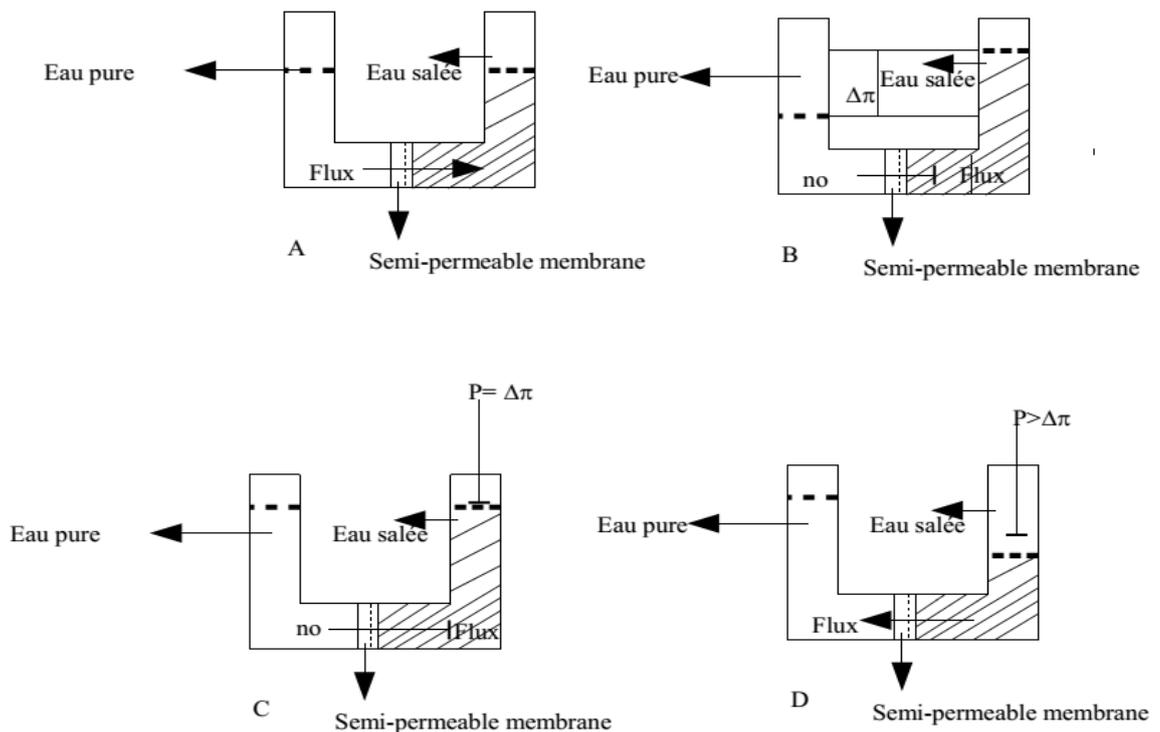


Figure 2-2 : Procédés Osmose et Osmose Inverse .

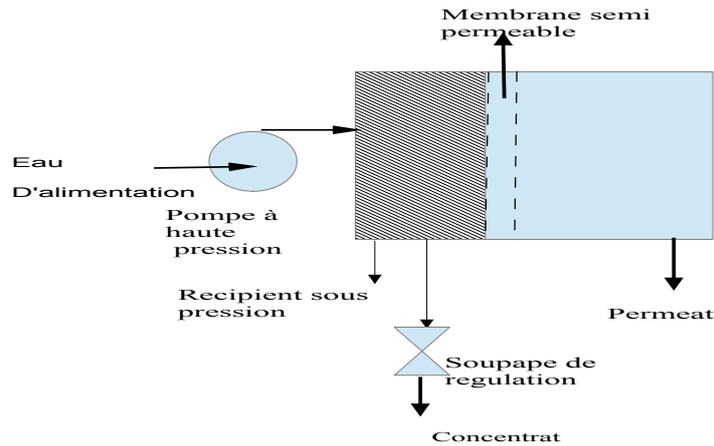


Figure 2-3: Diagramme simplifié de l'écoulement lors de l'osmose inverse .

2.4. Les procédés membranaires

2.4.1. Principe

Par définition, la membrane est une barrière permselective qui va réduire le transfert d'un soluté par rapport à un autre (le plus souvent d'un ou des solutés par rapport à l'eau). Dans le cas de la filtration membranaire, la membrane est une structure poreuse (avec des pores de l'ordre de 0,1 à 10 μm pour la microfiltration, de 10 nm à 1 μm pour l'ultrafiltration, de quelques nm pour la nano-filtration et d'une structure dense pour l'osmose inverse). Le seuil de coupure est défini par la masse molaire du soluté le plus petit retenu à 90%. Les matériaux synthétiques des membranes sont à base des polymères organiques (acétate de cellulose, poly-sulfone ...) ou de matériaux inorganiques (ZrO_2 , TiO_2 , alumine). Leur structure asymétrique est constituée d'un support macroporeux (pour la tenue mécanique) et d'une peau ou couche superficielle (pour la sélectivité). Le but est d'assurer une bonne sélectivité avec une faible résistance au transfert tout en assurant une bonne tenue mécanique [53].

Dans les processus membranaires, une membrane sépare deux phases. La membrane permet le transport d'un ou de plusieurs composants plus facilement que celui d'autres. La force motrice pour le transport peut être soit un gradient de pression, un gradient de température, un gradient de concentration ou un gradient de potentiel électrique. Une représentation schématique d'un processus membranaire est donnée à la figure 2-4. Un flux d'alimentation est divisé en deux; le flux de concentrât (ou de concentré) et le flux de perméat. Le concentrât ou le perméat peuvent contenir ou être le produit désiré en fonction du type de l'application.

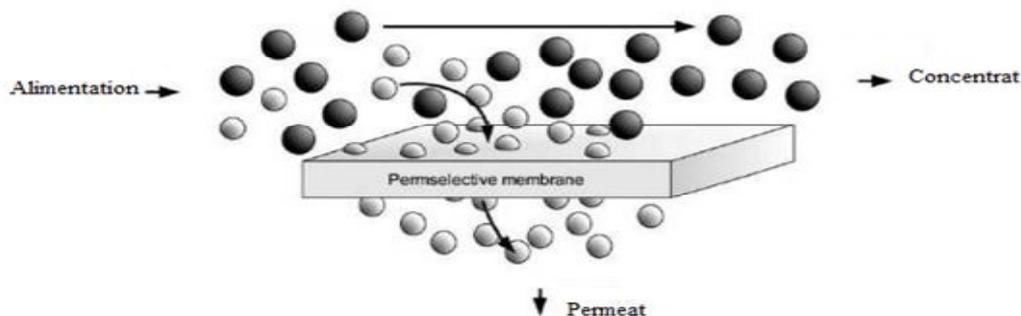


Figure 2-4 : Schéma simplifié de la séparation membranaire.

Les objectifs d'une séparation peuvent être classés de la manière suivante [54]:

- *Concentration*: le composant désiré est présent à forte concentration et le solvant doit être éliminé.
- *Purification*: les composants indésirables doivent être éliminés.
- *Fractionnement*: un mélange doit être séparé en deux ou plusieurs composants souhaités.
- *Médiation de réaction*: combinaison de réaction chimique ou biochimique avec procédé de séparation membranaire pour augmenter la vitesse de réaction.

2.4.2. Classification des procédés membranaires selon la force motrice

Les procédés membranaires peuvent être classifiés en fonction de la force motrice employée (gradients de pression, de concentration, de température ou de potentiel électrique) (voir tableau 2-2).

Tableau 2-2: Classification des procédés membranaires selon le mode de transport passif [55].

Gradient transmembranaire	Procède	Nature du permeat
Concentration (ΔC)	Dialyse Osmose inverse	Liquide
Potentiel Electrique (ΔE)	Electo-dialyse Electrolyse	Liquide/Gaz
Température (ΔT)	Distillation membranaire	Gaz
Pression (ΔP)	MF/UF/NF/OI Separation des gaz Pervaporation	Liquide/Gaz

2.4.2.1 Procédés à gradient électrique

Les processus qui utilisent un gradient électrique sont l'électrodialyse et l'électrolyse membranaire (Tableau 2-2). La force motrice pour le transport (ionique) dans ces processus est fournie par une différence de potentiel électrique. Ces procédés ne peuvent être employés que lorsque des molécules chargées sont présentes, en utilisant des membranes ioniques ou chargées.

2.4.2.2 Procédés à gradient de concentration

Les processus membranaires assurés par un gradient de concentration sont la dialyse et l'osmose inverse. Dans le processus de dialyse, le transfert du soluté à travers la membrane se produit par diffusion et la séparation est obtenue par des différences dans les vitesses de diffusion en raison des différences de poids moléculaire [56].

L'osmose inverse est le transport de l'eau à travers une membrane semi perméable à partir d'un compartiment de potentiel chimique élevée de l'eau vers un compartiment de potentiel chimique moins élevée jusqu'à ce que les pressions osmotiques des deux compartiments soient égales. Il est effectué par une différence dans les concentrations de soluté à travers la membrane qui permet le passage de l'eau pure, et empêche la plupart des molécules ou des ions de soluté. La pression osmotique (π) est la pression appliquée à la solution la plus concentrée pour empêcherait le transport de l'eau à travers la membrane [57].

2.4.2.3 Procédés à gradient de température

La distillation membranaire est un procédé de séparation de solutions aqueuses basé sur l'utilisation des membranes microporeuses hydrophobes. Les membranes ne sont pas mouillées par la phase aqueuse, jusqu'à ce que la pression de fonctionnement reste inférieure à la pression de pénétration minimale de la membrane de sorte que l'entrée des pores agisse comme un support physique pour une interface liquide/vapeur (volatilité différente). La force d'entraînement pour le transfert de masse à travers la membrane est une différence dans la pression partielle entre les deux extrémités de pores de la membrane.

Cela peut être maintenu en agissant sur la différence de température à travers la membrane, comme au contact direct MD, en utilisant un gaz de balayage du côté du perméat, avec l'introduction d'une vapeur d'air par l'application d'un vide du côté du perméat[58].

2.4.2.4 Procédés à gradient de pression

Les procédés membranaires à gradient de pression utilisent la différence de pression entre le côté d'alimentation et le côté de perméat comme force motrice pour transporter le

solvant à travers la membrane. Les particules et les composants dissous sont partiellement conservés en fonction des propriétés telles que la taille, la forme et la charge. Quatre processus membranaires peuvent être distingués lorsque le gradient appliqué est un gradient de pression: la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF), la nanofiltration (NF) et l'osmose inverse. Lors du passage de la MF vers l'OI, la résistance hydrodynamique augmente et par conséquent nécessite une force motrice plus élevée. D'autre part, le flux de perméat à travers la membrane et la taille des molécules retenues diminuent. Le flux de perméat obtenu est déterminé par la pression appliquée et la résistance de la membrane [59]. Les valeurs typiques des pressions et des flux appliqués sont données dans le Tableau 2-3.

Tableau 2-3 : Caractéristiques des différentes techniques membranaires[60].

Technique	Intervalle de Pression (bar)	Intervalle de Perméabilité (l.h⁻¹.m⁻².bar⁻¹)	Seille de coupure (Dalton)
MF	1-2	>1000	>10 ⁶
UF	1-5	10-1000	1000-300000
NF	3-20	1,5-30	200-1000
OI	5-120	0,05-1,5	<200

2.4.3. Classification des membranes

Les membranes peuvent être classées en fonction des mécanismes de séparation, de la structure et des matériaux de fabrication ainsi que de la configuration.

a. Classification des membranes selon le mécanisme de séparation

La morphologie de la membrane impose le mode de séparation. La structure de la couche membranaire peut être classée en fonction de son caractère poreux (tableau 2-4).

La surface de la membrane peut être une couche sélective dense, permettant seulement un transport par diffusion ou une couche poreuse, permettant un écoulement visqueux du perméat. La séparation membranaire est réalisée par la manipulation de ces morphologies basiques.

Le développement actif concerne également la combinaison des membranes poreuses ou non avec des mécanismes de séparation supplémentaire, parmi les plus importants ; les potentiels électrochimiques et les interactions d'affinité [61].

a.1 Membranes poreuses

Pour les membranes poreuses, le taux de transport et la sélectivité sont principalement influencés par l'écoulement visqueux et le tamisage ou l'exclusion de taille. Néanmoins, les interactions des solutés avec la surface de la membrane (pores) peuvent modifier de manière significative les performances de la membrane. Un exemple important est le rejet de substances chargées dans des mélanges aqueux par des membranes NF microporeuses en raison de leur potentiel de Donnan. En outre, avec des membranes méso et macroporeuses, l'adsorption sélective peut être utilisée pour un mécanisme de séparation alternatif, les adsorbants à membrane (d'affinité) sont l'exemple le plus important. En théorie, les barrières poreuses pourraient être utilisées pour des séparations permselectives continues basées sur des différences de taille, de forme et / ou de groupes fonctionnels [62].

a.2 Membranes denses

Pour les membranes non poreuses, les interactions entre les solutés et le matériau de la membrane dominant le taux de transport et la sélectivité; le mécanisme de transport peut être décrit par le modèle solution / diffusion pour le cas des membranes d'osmose inverse [56].

a.3 Membranes d'échangeuses d'ions

Les membranes échangeuses d'ions sont généralement de trois types: (1) membranes chargées négativement, (2) membranes chargées positivement et (3) membranes bipolaires. Deux mécanismes sont généralement utilisés pour décrire le transport à travers des membranes chargées:

- Mécanisme de diffusion de solution avec effet Donnan.
- Mécanisme d'électrocinétique.

Le premier mécanisme est basé sur l'hypothèse que la membrane est non poreuse, et dans le deuxième modèle, on suppose que la membrane est microporeuse.

Tableau 2-4: Classification des procédés membranaires selon le mode de transport [55].

Structure membranaire	Mécanisme de transfert		
	Flux visqueux/ taille	Solution/Diffusion	Exclusion Electrochimique
Non-poreuse		Osmose inverse OI Separation des gaz GS Prevaporation PV	Electrodialyse ED
Diamètre micro-poreux $d_p \leq 2 \text{ nm}$	Nano-filtration NF	Nano-filtration NF	Dialyse
Diamètre méso-poreux $d_p = 2-50 \text{ nm}$	Ultra-filtration UF	Dialyse	Electrodialyse ED
Diamètre macro-poreux $d_p = 50-500 \text{ nm}$	Micro-filtration MF		

b. Classification des membranes selon la structure membranaire

Différentes structures de membranes sont créées par différentes méthodes de traitement. La classification se fait en fonction de l'homogénéité structurale des pores ainsi que le long de la section transversale en membranes symétriques, asymétriques et composites. Celles-ci sont représentées sur la figure 2-5.

b.1 Membranes symétriques

Les membranes symétriques ont un diamètre de pores homogène et / ou une section transversale de pores à travers l'épaisseur de la membrane.

b.2 Membranes asymétriques

Dans les applications industrielles, les membranes symétriques ont été presque complètement changées par des membranes asymétriques, qui ont des flux beaucoup plus élevés. Une membrane asymétrique comprend une couche très mince (0,1-1,0 micromètre) sur une sous-structure très poreuse (100-200 microns d'épaisseur).

La couche fine agit comme une membrane sélective ; ses caractéristiques de séparation sont déterminées par la nature du matériau membranaire / la taille des pores, et le taux de transfert de masse est déterminé généralement par l'épaisseur de la couche. La sous-couche

poreuse agit comme un support de la première couche fine ; celle-ci ne présente presque aucun effet sur les caractéristiques de séparation [54,63].

Dans une membrane asymétrique intégrale, la première couche (couche fine) et le support microporeux sont toujours constituées du même polymère. Les membranes asymétriques sont préparées par le procédé d'inversion de phase qui peut être réalisé par quatre méthodes principales: la précipitation par immersion, la séparation de phase induite par vapeur, la séparation thermique de phase induite et la coulée sèche [64].

b.3 Membranes composites en film mince (TFC)

Les membranes composites sont constituées d'au moins de deux couches, dont des structures différentes. Une couche mince dense de 0,01 à 0,1 μm est placée sur un film microporeux de 100 μm d'épaisseur.

Les membranes composites sont différentes par rapport aux membranes asymétriques par le mode de fabrication qui est caractérisé par deux étapes: la coulée du support microporeux et le dépôt de la couche mince, et sur la surface de cette couche on place le support microporeux [61]. Ce mode de préparation conduit à des avantages significatifs de cette membrane comparée aux membranes asymétriques: (i) il améliore le taux de perméation (flux d'eau) qui est inversement proportionnel à l'épaisseur de la couche mince ainsi que les membranes composites présentant un flux d'eau beaucoup plus élevé, (ii) augmentation du taux de rejection des membranes, (iii) minimisation de la chute de pression à travers la membrane [62]. Les matériaux utilisés pour la couche de support et la couche mince peuvent être différents et optimisées pour la meilleure combinaison de flux d'eau élevé et de faible perméabilité aux solutés.

La structure membranaire des TFC est particulièrement adaptée à l'osmose inverse et à la nano-filtration qui nécessitent un flux élevé d'une part et un taux élevé de rejection de sels d'autre part.

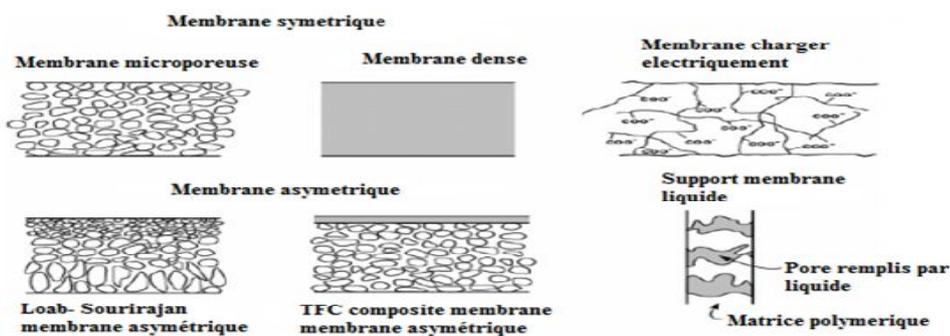


Figure 2-5 : Structures des membranes symétrique et asymétrique [65].

c. Classification des membranes selon le type de matériaux membranaires

Les membranes peuvent être classées en: organiques, inorganiques et hybrides.

c.1 Membranes organiques

Les membranes polymériques représentent la plus grande proportion des membranes installées et actuellement utilisées. Les membranes organiques sont généralement faites de polymère naturel ou synthétique. Les matériaux communs comprennent: l'acétate de cellulose, le polysulfone, les polyamides aromatiques, le polyacrylonitrile[61,66,62].

c.1.1 Membrane à base de acétate de cellulose

L'acétate de cellulose (CA) est l'une des premières membranes polymères qui ont été utilisées pour une séparation à base aqueuse, c'est-à-dire des techniques d'osmose inverse et d'ultrafiltration [67]. Étant hydrophile, l'acétate de cellulose offre une bonne résistance à l'encrassement. Les membranes d'acétate de cellulose présente une perméabilité élevée à l'eau et sont également peu toxiques et faciles à fabriquer.

Les membranes en acétate de cellulose sont sensibles à l'hydrolyse et ne peuvent être utilisées que sur une gamme de pH limitée (4 à 6). Elles sont vulnérables aux attaques microbiennes et subissent également une dégradation à des températures supérieures à 35 °C [67].

c.1.2 Membrane à base de polyamide aromatique

Les membranes de polyamides (PA) ont quelques avantages par rapport aux membranes CA: elles ont une meilleure résistance à l'hydrolyse et à l'attaque biologique que les membranes cellulosiques. Elles peuvent également fonctionner sur une gamme de pH de 4 à 11 et supporter une température plus élevée. Cependant, les membranes de PA sont médiocres en ce qui concerne la tolérance au chlore et les tendances d'encrassement biologique malgré que la perméabilité à l'eau est inférieure à celle des membranes CA [61].

c.1.3 Membrane à base de polysulfone

Le polysulfone est un matériau attrayant pour la préparation des membranes car il possède d'excellentes propriétés filmogènes et une grande stabilité mécanique et chimique.

Le polysulfone est couramment utilisé pour les membranes UF ou pour recouvrir les polymères aromatiques pour les membranes NF et OI. L'utilisation du polysulfone pour la phase aqueuse est limitée en raison de son caractère hydrophobe qui le rend susceptible à l'encrassement.

c.2 Membranes inorganiques

Ces membranes peuvent également être préparées à partir de matériaux inorganiques tels que les céramiques, les métaux et le verre. Deux classes principales de membranes peuvent être distinguées: les membranes denses (elles sont constituées de métaux, d'oxydes hybrides organiques-inorganiques ou mixtes) et les membranes poreuses (céramiques)[65]. Les membranes inorganiques entrent en compétition avec les membranes organiques pour des applications spécifiques dans des conditions drastiques.

Elles peuvent fonctionner à des températures élevées allant de 500 à 800 °C. Certaines membranes céramiques sont utilisables à plus de 1000 °C. Elles sont beaucoup plus résistantes aux attaques chimiques et ont un cycle de vie plus long [68]. Mais d'un autre côté, leurs propriétés de pores, leur coût, leur capacité de modification de surface peuvent ne pas être compétitives.

En conséquence, les matériaux inorganiques sont rarement adoptés en tant que supports de membrane d'affinité [66].

c.3 Membranes hybrides

Les matériaux hybrides organiques/inorganiques offrent des avantages spécifiques pour la préparation des membranes artificielles présentant une sélectivité et un flux élevés, ainsi qu'une bonne résistance thermique et chimique [69].

Les matériaux organiques / inorganiques hybrides sont généralement classés en deux catégories [70]:

- *Type I*: dans lequel seules les interactions comme les forces de van der Waals ou les liaisons hydrogènes existent entre les parties organiques et inorganiques. Les matériaux hybrides peuvent être décrits ici comme des micro ou nano composites dans lesquels une partie (organique ou inorganique) est dispersée dans l'autre partie agissant comme matrice hôte.
- *Type II*: dans lequel une liaison covalente existe entre des parties organiques et inorganiques, aboutissant soit à un matériau hybride homogène au niveau moléculaire, soit à des matériaux inorganiques de grande surface modifiée par greffage de surface de groupes organiques.

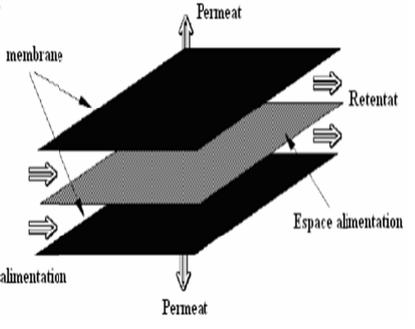
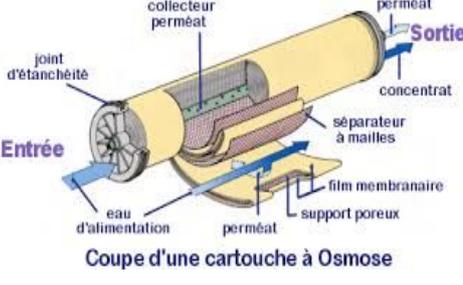
d. Classification des membranes selon la forme et la conception des modules

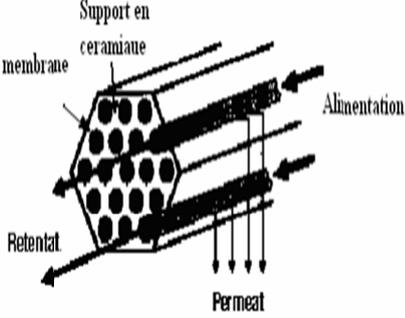
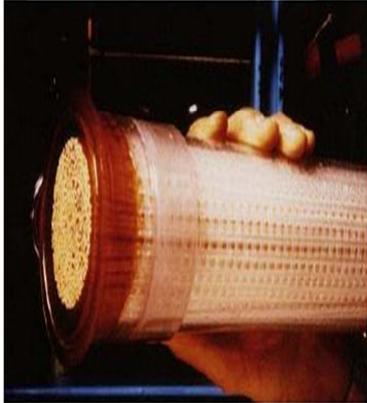
Lorsqu'elles sont utilisées pour des applications pratiques, les membranes sont généralement logées dans un module. Différentes formes de membranes et conceptions de modules ont été adoptées dans les différents procédés membranaires.

Les facteurs de sélection techno-économiques, sont tels que la conception et le fonctionnement des modules membranaires qui comprennent le coût des matériaux de support et de la feuille membranaire (récipients à pression), la consommation d'énergie dans le pompage et la facilité de remplacement [71,72].

Les membranes sont fabriquées en forme plane et en plaque, en fibres creuses, en modules tubulaires et en spirale. Dans le tableau 2.5, nous présentons les différents modules membranaires, montré dans la figure 2.6.

Tableau 2.5: Comparaison des différents types de modules membranaires.

Forme de la membrane	Limitation	Conception dumodule
Plane	<ul style="list-style-type: none"> - Le manque de support de membrane adéquat. - La faible densité de compactage. - Offre une conception très robuste mais coûteuse. - Certains systèmes modernes tolèrent une très forte pression jusqu'à 100 bars [73]. 	 <p>Figure 2.6 (A): La forme plane [74]</p>
Spiralé	<ul style="list-style-type: none"> - Ce module contient de 1 à plus de 30 membranes, selon le diamètre et le type d'élément. - Chaque feuille est constituée de deux feuilles de membrane collées dos à dos avec un intercalaire de perméat entre elles - Cette configuration offre des coûts de remplacement significativement plus bas, une maintenance plus facile, une densité de conditionnement élevée et une application de pression plus élevée. - Un nettoyage difficile du module et la complexité de l'écoulement [72] 	 <p>Figure 2.6 (B): La forme Spirale[75]</p>

<p>Tubulaire</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Ils sont situés à l'intérieur d'un tube qui est la couche de support pour la membrane. - La fixation de la membrane à la couche de support est très faible - Un diamètre d'environ 5 à 15 mm - Un colmatage des membranes tubulaires est peu probable. - La densité de tassement est faible - Prix élevés par module [76]. 	 <p>Figure 2.6 (C): La forme tubulaire [74].</p>
<p>Fibre creuse</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Les membranes à fibres creuses sont de petites membranes tubulaires d'un diamètre inférieur à 2 mm. - La possibilité de colmatage est très élevée. - Ne peuvent être utilisées que pour le traitement de l'eau à faible teneur en suspension solides. - La densité de tassement est très élevée. - Haute densité, bon contrôle de la concentration de polarisation et de l'encrassement de la membrane, Faibles coûts d'exploitation et de maintenance, Production rentable[54, 77] 	 <p>Figure 2.6 (D): La forme fibre creuse[78].</p>

2.5 Description d'un élément (module) d'osmose inverse

La séparation de l'eau d'alimentation en: eau pure (perméat) et concentrât; se produit dans l'élément d'OI. L'élément d'OI consiste en une membrane semi-perméable qui permet le passage de l'eau pure mais empêche le passage de la matière dissoute et des ions. L'extraction de l'eau pure à partir de l'eau d'alimentation augmente la concentration de la matière dissoute dans l'eau d'alimentation résiduelle. Cette eau d'alimentation résiduelle est diversement appelée rejet d'eau ou concentrât. La forme la plus courante d'élément d'OI est un élément enroulé en spirale. La figure 2-7 montre la construction d'un tel élément.

La membrane plate semi-perméable est la partie fonctionnelle la plus importante de l'élément. Les membranes d'osmose inverse à feuille plate sont fabriquées à partir d'un équipement de coulée automatisé. La plupart de membranes d'OI sont fabriquées à partir d'une bande de tissu en polyester (polyéthylène téréphtalate PET), revêtue d'une couche de support en polysulfone (PS) microporeuse. La bande et la couche de PS fournissent un support

supplémentaire à la couche fonctionnelle de membrane semi-perméable en polyamide de 0,1-0,2 microns d'épaisseur supérieure. La couche fonctionnelle supérieure de la barrière de polyamide effectue la séparation réelle pour purifier l'eau.

La couche fonctionnelle est constituée d'un matériau polymère propriétaire [79]. Cette membrane semi-perméable est formée sur la base de support polysulfone par polymérisation inter faciale de monomères contenant des aminés et des groupes fonctionnels acides de chlorure carboxylique. Cette couche permet de rejeter le sel et permet à l'eau de circuler à travers la membrane. Ces trois couches composites constituent une membrane OI durable et plate qui est installée dans chaque élément spiralé. La figure 2-8 montre une coupe transversale d'une membrane d'osmose inverse.

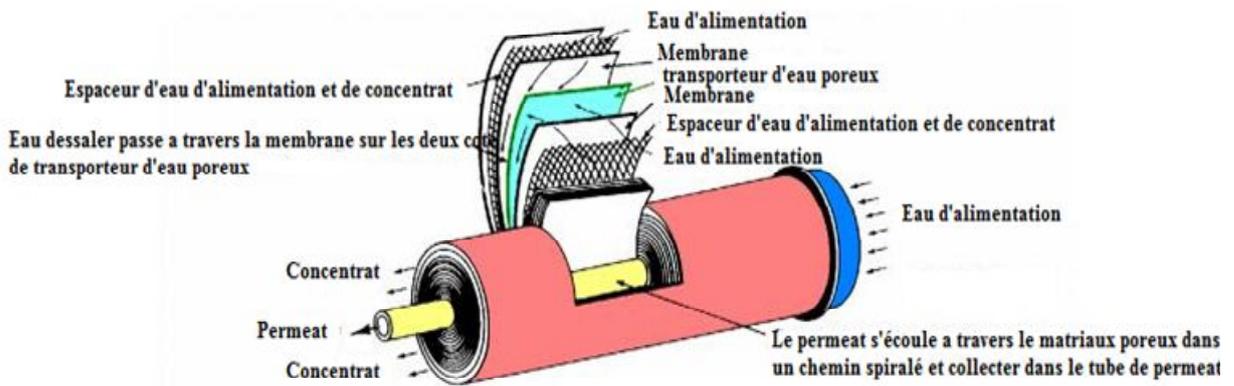


Figure 2-7: Vue en coupe d'un module de OI spiralé [80].

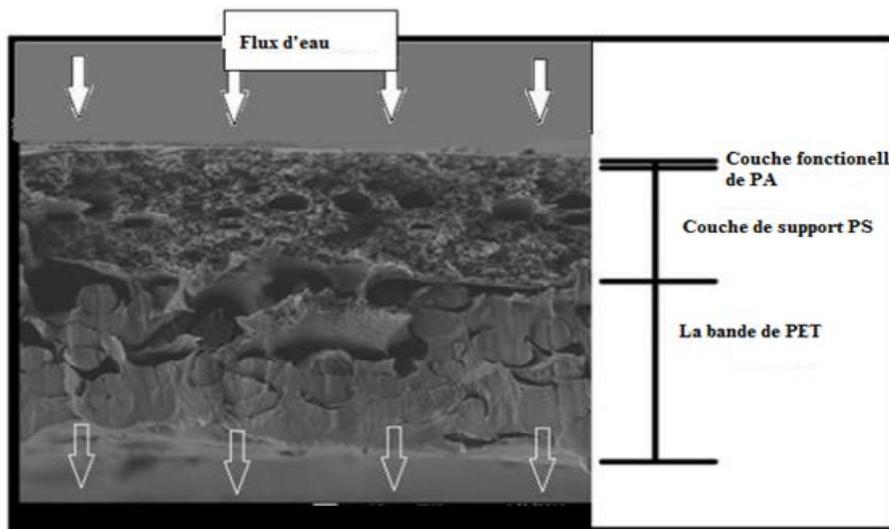


Figure 2-8: Coupe transversale d'une membrane d'osmose inverse [80].

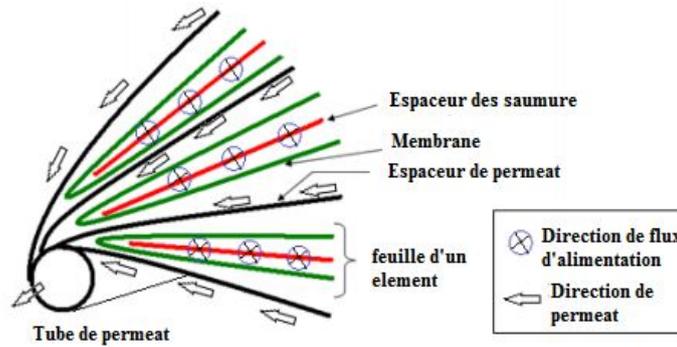


Figure 2-9 : Construction des feuilles qui forment un module d'OI [80].

Les espaceurs d'alimentation sont faits de matériaux de filet. Ils fournissent un espace entre les feuilles de membrane pour un écoulement uniforme. Ces derniers favorisent également le mélange dans le flux qui aide à réduire la concentration de polarisation accumulée sur la membrane lorsque le perméat est séparé de l'alimentation. La concentration de polarisation est un résultat de gradient de concentration créé par des molécules (ions) qui ne peuvent pas traverser la membrane. La combinaison de la membrane et de l'espaceur d'alimentation s'appelle une feuille. Un élément est constitué de feuilles. Certains petits éléments spécifiques pour différents usages portent une seule feuille, mais la plupart des grands éléments commerciaux d'osmose inverse portent plus d'une feuille. L'eau s'écoule à travers l'espaceur d'alimentation, pénètre à travers la membrane et sort par l'autre côté de la membrane comme indiqué dans la figure 2-9 [80].

La figure 2-10 montre l'arrangement des feuilles, de l'espaceur de perméat et du tube d'eau produit (PWT) dans un élément. Elle montre également la direction de l'écoulement de l'alimentation et de l'eau du perméat.

Les feuilles sont collées le long de chacun des trois côtés exposés. Cela empêche l'écoulement convectif de l'eau d'alimentation du canal d'alimentation vers le canal du perméat. La figure 2-11 montre l'emplacement de la colle et la façon par laquelle la colle empêche l'eau d'alimentation de se mélanger avec l'eau du perméat.

Le réseau de feuilles et les espaceurs du perméat sont ensuite enroulés autour du tube central d'eau de perméat pour fabriquer l'élément enroulé en spirale.

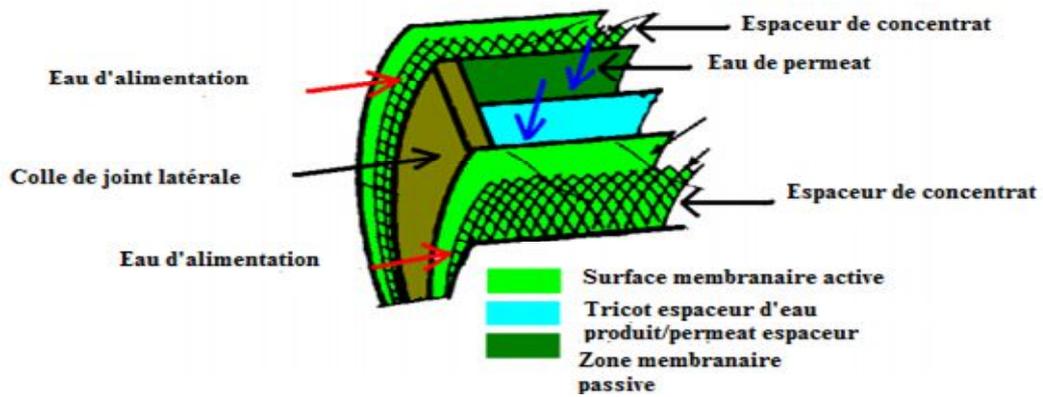


Figure 2-10 : Coupe d'une feuille dans un module spiralé d'OI [80].

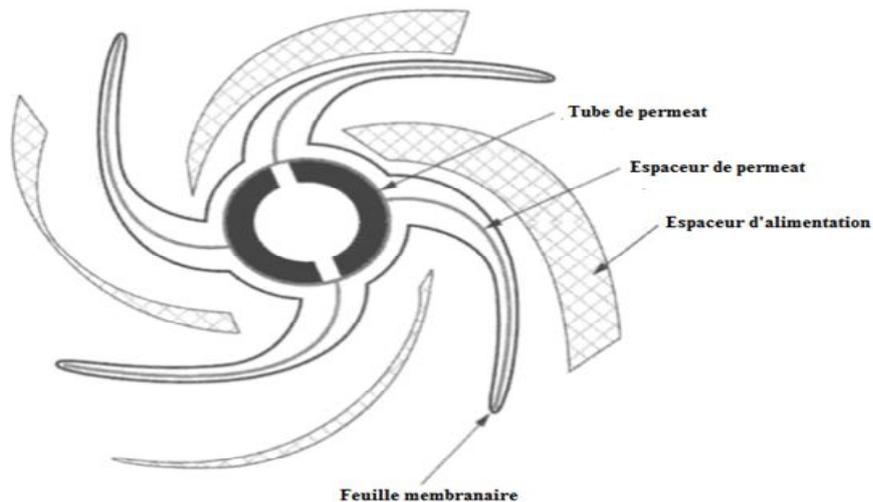


Figure 2-11 : Coupe des feuilles d'un élément spiralé d'OI avant l'enroulement [80].

2.6 Théorie d'osmose inverse

On résume la théorie de transfert via une membrane d'osmose inverse par l'ensemble des équations qui gouvernent ce phénomène. Le flux d'eau et le flux de sel via la membrane sont estimés par le modèle de Kimura-Sourirajan [81]:

$$J_w = L_p \cdot (\Delta p - (\pi_m - \pi_p)) \quad (2.1)$$

$$J_s = B \cdot (C_m - C_p) \quad (2.2)$$

D'où ΔP représente la différence de pression entre le côté haute concentration et le côté basse concentration de la membrane. Les indices w, m, p, s se réfèrent respectivement à l'eau, à la surface de la membrane, au perméat et au soluté.

Les équations de volume et de bilan massique autour de l'élément membranaire sont données par:

$$Q_f = (Q_r + Q_p) \quad (2.3)$$

$$C_f \cdot Q_f = (C_r \cdot Q_r + C_p \cdot Q_p) \quad (2.4)$$

La concentration et le débit du perméat sont exprimés comme suit:

$$C_p = \left(\frac{J_s}{J_w} \right) \quad (2.5)$$

$$Q_p = (S \cdot J_w) \quad (2.6)$$

La conversion (Y) est définie comme la fraction du flux d'alimentation qui traverse la membrane:

$$Y = \frac{Q_p}{Q_f} = \frac{A_w \cdot S \cdot (\Delta p - (\pi_m - \pi_p))}{Q_f} \quad (2.7)$$

D'où S est la surface active de la membrane. L'efficacité de séparation d'une membrane OI pour un soluté donné est exprimée par le coefficient de rejection r_j :

$$r_j = \left(1 - \frac{C_p}{C_f} \right) = \frac{(C_f - C_p)}{C_f} \quad (2.8)$$

Le flux de perméat ne peut être connu que si la concentration de la membrane est connue. En même temps, la connaissance de cette concentration nécessite la connaissance de la valeur du flux d'eau.

Par conséquent, un calcul itératif est nécessaire.

Les coefficients de transfert de masse sont [82]:

$$\text{-Ecoulement laminaire: } k = 1,86 \cdot \left(\frac{\mu \cdot D^2}{dh \cdot L} \right)^{0,33} \quad (2.9)$$

$$\text{-Ecoulement turbulent: } k = 0,023 \cdot \frac{(\mu^{0,8} \cdot D^{0,67})}{(dh^{0,2} \cdot v^{0,47})} \quad (2.10)$$

2.6.1. Corrélation de Sherwood

Pour chaque écoulement (laminaire ou turbulent) on a un paramètre adimensionnel spécifique, donné par l'expression suivante [82]:

$$\text{-Ecoulement Laminaire: } Sh = 1,66 \cdot Re^{0,36} \cdot Sc^{0,34} \cdot \left(\frac{dh}{L} \right)^{0,42} \quad (2.11)$$

$$\text{-Ecoulement Turbulent : } Sh = 0,073 \cdot Re^{0,74} \cdot Sc^{0,34} \cdot \left(\frac{dh}{L} \right)^{0,32} \quad (2.12)$$

2.6.2 Polarisation de la concentration

Un phénomène limitant intervient lors de l'osmose inverse, il s'agit de la polarisation de la concentration au voisinage de la membrane. Comme montré dans la figure 2-12, la polarisation de la concentration est caractérisée par une accumulation à la surface de la membrane des espèces retenues.

La concentration d'une espèce au voisinage de la membrane (C_m) va augmenter jusqu'à ce qu'un équilibre s'établisse entre: le flux transféré à travers la membrane sous l'action du gradient de pression ($J.C_0$) et le flux qui diffuse en sens inverse sous l'action du gradient de concentration de la couche limite vers la solution ($D \frac{dC}{dx}$).

La polarisation de la concentration est un phénomène réversible qui disparaît si la force motrice de transfert est annulée.

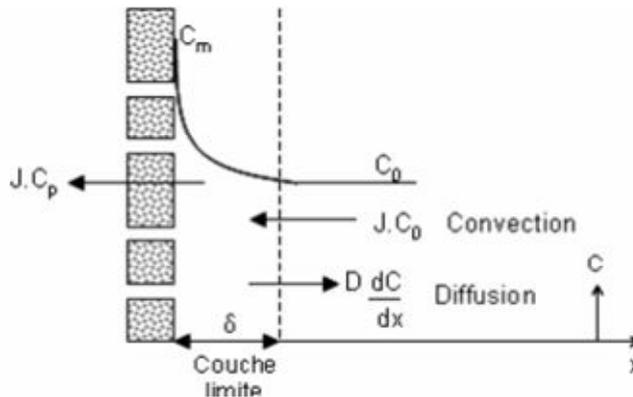


Figure 2-12 : Phénomène de polarisation de la concentration sur membrane d'OI[83].

Le phénomène de polarisation de la concentration est décrit selon la théorie du film [84] en introduisant le coefficient de transfert de masse :

$$C_P = \frac{(C_m - C_p)}{(C_b - C_p)} = \exp\left(\frac{Jw}{k}\right) \quad (2.13)$$

2.6.3 Energie minimale efficace ES:

L'énergie spécifique pour le dessalement peut être répartie en deux grandes catégories:

1. Énergie spécifique, indépendante de la technologie requise pour le dessalement; est définie comme l'énergie minimale requise pour la séparation de l'eau salée quelle que soit la technologie utilisée. Cette énergie est la barrière d'énergie thermodynamique minimale que l'on devra surmonter pour réaliser la séparation du sel de l'eau, et peut être calculé à partir de l'énergie de Gibbs (enthalpie libre) d'un mélange [85, 86].

2. Énergie spécifique dépendante de la technologie requise pour le dessalement: les composants dépendants de la technologie utilisée pour réaliser cette séparation et dépendront de l'efficacité technologique en matière d'introduction de l'énergie minimale thermodynamique dans le système d'eau salée (travail supplémentaire nécessaire pour réaliser la séparation et surmonter les pertes d'énergie subies au cours du processus).

Par exemple, en cas d'osmose inverse cette énergie dépendra des performances de la membrane et du module, de l'efficacité de la pompe d'alimentation et du dispositif de récupération d'énergie et des pertes liées à la conception du système.

Nous introduisons l'expression de l'énergie efficace SE comme une fonction de la pression osmotique initiale, π_0 , et du taux de conversion finale Y , selon les équations (2.14 et 2.15) suivantes:

$$SE_{\text{Batch}} = \frac{\pi_0 \cdot (1 + Y)}{1 - Y} \quad (2.14)$$

$$SE_{\text{Continue}} = \frac{\pi_0}{1 - Y} \quad (2.15)$$

2.6.4 Equations dimensionnelles

Le passage des sels (perméabilité aux sels) B est donné par l'équation (2.16) [87]:

$$B = \frac{C_p}{\left[\left(\frac{C_f}{Y}\right) \cdot \ln\left(\frac{1}{1-Y}\right)\right]} \quad (2.16)$$

Le facteur de corrélation de la température TCF est établi par le guide Dow Filmtec selon l'équation (2.17 et 2.18) [88]:

$$TCF = \exp \left[2640 \cdot \left(\left(\frac{1}{298} \right) - \left(\frac{1}{273 + T} \right) \right) \right] \quad \text{pour } T \leq 25^\circ\text{C} \quad (2.17)$$

$$TCF = \exp \left[3020 \cdot \left(\left(\frac{1}{298} \right) - \left(\frac{1}{273 + T} \right) \right) \right] \quad \text{pour } T \geq 25^\circ\text{C} \quad (2.18)$$

2.7 Modélisation du transfert via des membranes d'osmose inverse et de nanofiltration

2.7.1 Cas des membranes d'osmose inverse

Le modèle de membrane d'osmose inverse est développé sur la base de ces hypothèses:

1. La perte de charge le long du canal de perméat est négligable ; cette hypothèse est raisonnable pour un module de 8inch avec des membranes spiralées à 37 feuilles d'une longueur de 1 m [89].

2. Les canaux d'alimentation de l'élément spiralé sont plats, le flux d'alimentation le long du canal est parallèle à la ligne centrale du module, et la courbure du module membranaire aurait un effet non significatif sur les performances du système [90]. Par conséquent, les membranes à feuille plate enroulée avec la même hauteur du canal et des espaceurs représenteraient adéquatement les caractéristiques du module d'osmose inverse spiralé.

Nous tenons en compte le même modèle présenté au-dessus (Kimura-Sourirajan) pour le flux d'eau, le flux de sels, le volume, le bilan de masse, la concentration et le débit de perméat.

La perte de pression dans l'élément spiralé est calculée en utilisant le modèle développé par Dacosta et al. [91]:

$$\Delta p_f = \frac{\rho \cdot u^2 \cdot L \cdot C_{td}}{2d_h} \quad (2.19)$$

$$C_{td} = \frac{A'}{Re^n} \quad (2.20)$$

Le coefficient de transfert de masse est donné par les corrélations suivantes développées par Dacosta [91] en termes de nombre de Sherwood, le cas des modules spiralés :

$$sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = 0.664 \cdot k_{dc} \cdot Re^{0.5} \cdot Sc^{0.33} \quad (2.21)$$

Le nombre de Reynolds (Re) et le nombre de Schmidt (Sc) sont donnés comme suit[91]:

$$Re = \frac{\rho \cdot d_h \cdot u}{\mu} \quad (2.22)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D} \quad (2.23)$$

La vitesse axiale moyenne dans le canal d'alimentation est calculée comme suit[91]:

$$u = \frac{Q_b}{wh_{sp}\varepsilon} \quad (2.24)$$

Où: Q_b est le débit moyen d'alimentation dans le canal d'alimentation de la membrane, il est calculé comme:

$$Q_b = \frac{Q_f + Q_r}{2} \quad (2.25)$$

Le taux de conversion totale d'eau et la rejection des sels pour le procédé d'osmose inverse, qui représente les performances du processus sont définies selon les équations (2.7 et 2.8).

Dans chaque récipient à pression (pv); (2 à 8) éléments spirales sont connectés en série. Le nombre d'éléments de membrane dans la pv est limité par la perte de pression maximale autorisée dans chaque pv (spécifié par le fabricant).

Le perméat produit par chaque pv est la somme des perméats de tous les éléments.

Les relations suivantes sont utilisées pour modéliser l'ensemble des récipients sous pression[92]:

$$Q_{fk} = Q_{r,k-1} \text{ pour } k = 2 \dots ne \quad (2.26)$$

$$C_{fk} = C_{f,k-1} \text{ pour } k = 2 \dots ne \quad (2.27)$$

$$P = P_{f,k-1} \text{ pour } k = 2 \dots ne \quad (2.28)$$

Telle que ne est le nombre d'éléments de membrane dans le pv i au stade j .

De même, les flux de saumure sortant de la phase j sont reliés à l'entrée de la phase $j + 1$.

L'énergie de pompage nécessaire est évaluée par mètre cube de perméat et estimée en utilisant l'équation suivante[92]:

$$E_{tu} = \frac{\left(\frac{\Delta P_{HP,pu} \cdot Q_{f,t}}{\eta_{pu}}\right) - \Delta P_{HP,T} \cdot Q_{r,T} \cdot \eta_T}{36 \cdot Q_{p,t}} \quad (2.29)$$

Dans l'équation (2.29), le premier terme représente l'énergie de pompage, et le deuxième représente l'énergie récupérée de la saumure à l'aide d'une turbine (dispositif de récupération d'énergie). En cas d'échangeur de pression utilisé comme dispositif de récupération, l'énergie spécifique sera exprimée comme suit [92]:

$$E_{PX} = \frac{(P_f \cdot \frac{Q_{pt}}{\eta_{pu}})}{36 \cdot Q_{p,t}} \quad (2.30)$$

Chaque étage d'osmose inverse est supposé contenir des modules parallèles qui ont le même type d'éléments membranaires opéré sous les mêmes conditions de fonctionnement. L'entrée de flux d'alimentation dans le premier étage membranaire (qui consiste en un mélange de flux d'alimentation individuel et de concentrât recyclée à partir du dernier étage membranaire) est divisé en N flux en fonction du nombre des récipients sous pression présents dans l'étage [92]:

$$Q_{fi} = \frac{Q_{fj}}{N_j} \quad i \in N, j \in S \quad (2.31)$$

$$Q_{fj} = \sum_{i=1}^N Q_{fi} \quad i \in N, j \in S \quad (2.32)$$

Où N correspond au nombre de récipients sous pression existant à l'étage j , S représente le nombre d'étages du système d'osmose inverse.

Le débit total du perméat et la concentration du perméat de tous les éléments; peuvent être utilisés pour déterminer si l'étage existe ou non en introduisant une variable binaire V qui a la valeur 1 lorsque l'étage existe sinon elle sera 0. La variable binaire V du premier étage a toujours la valeur 1 [92].

$$Q_{pt} = \sum_{j=1}^S \sum_{i=1}^N Q_{p,i,j} \cdot V_j \quad (2.33)$$

$$Q_{pt} C_{p,t} = \sum_{j=1}^S \sum_{i=1}^N Q_{p,i,j} \cdot C_{p,i,j} \cdot V_j \quad (2.34)$$

Pour un mélange, on utilise les équations suivantes [92]. :

$$Q_{mx,out} = \sum_1^y Q_y \cdot y \in M \quad (2.35)$$

$$Q_{mx,out} \cdot C_{mx,out} = \sum_1^y Q_y \cdot C_y \cdot y \in M \quad (2.36)$$

Où: M est le nombre total de flux sortant du mélange. $Q_{mx,out}$, $C_{mx,out}$, Q_y et C_y sont respectivement, le débit et la concentration de sortie, le débit et la concentration du flux entrant dans le mélange. Le mélange des flux n'est autorisé que pour les flux à pressions égales.

Pour le séparateur, les équations suivantes sont utilisées [92].:

$$Q_{Sp,in} = \sum_1^x Q_x \cdot x \in X \quad (2.37)$$

Où: X est le nombre total des flux sortants du séparateur, $Q_{sp,in}$, Q_x sont le débit des flux à l'entrée et à la sortie du séparateur respectivement.

Contrairement au mélangeur, les concentrations des flux entrant et sortant du séparateur restent constantes.

Les bilans globaux en eau et en sel pour le réseau d'osmose inverse doivent être écrits comme suit [92].:

$$Q_{f,t} = (Q_{r,t} + Q_{p,t}) \quad (2.38)$$

$$C_{f,t} \cdot Q_{f,t} = (C_{r,t} \cdot Q_{r,t} + C_{p,t} \cdot Q_{p,avg}) \quad (2.39)$$

Les valeurs des paramètres opérationnels du module spiralé (débit et pression) sont limitées à certains seuils: pour améliorer l'efficacité de la séparation de l'élément membranaire; selon [92]:

$$Q_f^L \leq Q_f \leq Q_f^U \quad (2.40)$$

$$P_f^L \leq P_f \leq P_f^U \quad (2.41)$$

L et U correspond aux bornes inférieure et supérieure respectivement [92].

2.7.2 Cas des membranes de nanofiltration (modèle homogène SEDE) [93]

Les couches qui supportent les membranes n'étant pas sélective vis-à-vis des ions et des solutés neutres de faible masse moléculaire, elles ne sont pas prises en compte dans la description du transport donnée ci-après.

La couche active de la membrane décrite par un ensemble de pores droits, parallèles et indépendants de sorte que l'étude du transport à l'intérieur d'un pore unique reflète le transport à travers l'ensemble de la membrane. On considère deux géométries de pores : cylindriques et feuillets. Chaque pore est caractérisé par sa longueur Δx (représente l'épaisseur effective, incluant la tortuosité de la couche active) et une grandeur r_p qui représente le rayon de pore moyen pour les pores cylindriques où la demi largeur pour des pores en feuillets. Afin d'affranchir les effets de bords on suppose que $\Delta x \gg r_p$. Toutes les grandeurs (flux, vitesse, concentration, potentiel électrostatique) sont définies comme des fonctions moyennes radiales, les dérivations spatiales par rapport à la moyenne étant négligées (approximation homogène).

Le phénomène de séparation est modélisé par la succession des étapes suivantes:(i) les solutés sont réparties à l'interface membrane/solution d'alimentation selon des lois de distribution appropriées, (ii) le transport à l'intérieur de la couche active est décrit par les trois (03) modes: convection, diffusion et électro-migration (pour espèces chargés), (iii) finalement; les solutés sont réparties à l'interface membrane/solution de perméat selon les même lois de distribution appropriées [93].

En phase liquide, le potentiel électrochimique des ions (\tilde{u}_i) de valence z_i est écrit :

$$\tilde{u}_i = u_i^0 + k \cdot T \cdot \ln\left(\frac{c_i}{c_0}\right) + z_i \cdot e \cdot \varphi + W_i \quad (2.42)$$

D'où, u_i^0 , c_i , k , T , e , φ et W_i représentent respectivement: le potentiel chimique standard, la concentration, la constante de Boltzmann, la température, la charge élémentaire, le potentiel moyen et l'énergie d'interaction libre.

On suppose que nous avons le même équilibre thermodynamique local aux deux interfaces de la membrane / solution et la solution en vrac de l'ion i ($\tilde{u}_i^m = \tilde{u}_i^b$) s'écrit donc [93] :

$$\Gamma_i = \exp\left(\frac{-z_i \cdot e \cdot \Delta\varphi + \Delta W_i}{k \cdot T}\right) \quad (2.43)$$

Où: Γ_i est le coefficient de distribution de l'ion i représenté par:

$$\Gamma_i = \frac{c_i^m}{c_i^b} \quad (2.44)$$

Dans ce modèle, on considère que ΔW_i (énergie totale d'interaction) est donnée par:

$$\Delta W_i = -k \cdot T \cdot \ln \theta_i + \Delta W_{i,Born} + \Delta W_{i,im} + k \cdot T \cdot \ln\left(\frac{\gamma_i^m}{\gamma_i^b}\right) \quad (2.45)$$

L'expression ci-dessus représente la somme de multiples termes dans laquelle le premier terme désigne l'exclusion stérique définie avec le coefficient de partition stérique θ_i ; les deux autres termes indiquent l'interaction énergétique due aux effets de borne diélectrique $\Delta W_{i,born}$ et les forces d'image $\Delta W_{i,im}$ et le dernier représente la différence du coefficient d'activité (γ_i) entre les deux côtés du pore [93].

Nous avons utilisé pour calculer ce coefficient d'activité (γ_i) la loi étendue de la théorie de Debye – Huckel:

$$\log \gamma_i = -B \cdot z_i^2 \cdot \frac{\sqrt{I}}{1 + (A \cdot r_i \cdot \sqrt{I})} \quad (2.46)$$

$$\text{D'où : } A = F \sqrt{\frac{2}{\varepsilon_0 \cdot \varepsilon_r \cdot R \cdot T}} ; B = e^2 \cdot \frac{F}{\sqrt{2.4 \cdot \ln 10} (\varepsilon_0 \cdot \varepsilon_r \cdot R \cdot T)^{3/2}} ; I = \frac{1}{2} \sum c_i \cdot z_i^2$$

Avec la mise à l'échelle de ΔW_i sur $k \cdot T$; l'équation (2.43) peut être réécrite comme suit:

$$\Gamma_i = \theta_i \cdot \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^m} \cdot \exp(-z_i \cdot \Delta\varphi) \cdot \exp(-\Delta W'_{i,Born}) \cdot \exp(-\Delta W'_{i,im}) \quad (2.47)$$

Cette dernière indique que $\Delta W'_{(i, Born)}$ et $\Delta W'_{(i, im)}$ sont mis à l'échelle sur $k \cdot T$ et que l'expression du potentiel normalisé de Donnan (donnée par: $\Delta\varphi = \frac{e}{kT} \cdot \Delta\varphi$) impliqué dans le mécanisme d'exclusion électrique selon [93]:

$$\Delta W'_{i,Born} = \frac{(z_i \cdot e)^2}{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot k \cdot T \cdot r_{i,cav}} \left(\frac{1}{\varepsilon_p} - \frac{1}{\varepsilon_b} \right) \quad (2.48)$$

Où: ε_p , ε_b , sont respectivement, la constante diélectrique de la solution à l'intérieur des pores et dans la solution globale en vrac.

La différence entre celui-ci et celui du modèle de Born est que nous utilisons ici le rayon de la cavité formé par l'ion i dans le solvant ($r_{i,cav}$). Le rayon de la cavité peut être défini comme la

distance du centre de l'ion et le point où le constant diélectrique devient différent de celle du vide.

À propos de l'équation d'interaction énergétique due à la force de l'image dans les deux géométries du pore (cylindrique et en forme de feuillets), on les donne comme suit [93]:

$$\Delta W'_{i,im} = 2 \cdot \frac{\alpha_i}{\pi} \cdot \int_0^\infty \frac{[K_0(k)K_1(\nu) - \tilde{\beta}(k) \cdot K_0(\nu) \cdot K_1(k)]}{[I_1(\nu) \cdot K_0(k) + \tilde{\beta}(k) \cdot I_0(\nu) \cdot K_1(k)]} dk \text{ pore cylindrique} \quad (2.49)$$

$$\Delta W'_{i,im} = -\alpha_i \cdot \ln\left[1 - \left(\frac{\varepsilon_p - \varepsilon_m}{\varepsilon_p + \varepsilon_m}\right) \exp(-2u)\right] \text{ pore feuillets} \quad (2.50)$$

D'où: ε_m est la constante diélectrique de la membrane, I_0, I_1, K_0, K_1 sont respectivement les fonctions de Bessel modifiées, et k est le vecteur d'onde [93] :

Nous donnons aussi:

$$\alpha_i = \frac{(z_i \cdot F)^2}{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot \varepsilon_p \cdot R \cdot T \cdot N_A \cdot r_p}; \nu = \sqrt{u^2 + k^2}; \tilde{\beta} = \frac{k}{\sqrt{u^2 + k^2}} \left(\frac{\varepsilon_p - \varepsilon_m}{\varepsilon_p + \varepsilon_m}\right);$$

$$u = \kappa_b \cdot r_p \cdot \sqrt{\sum_i z_i^2 \cdot c_i^b \cdot \theta_i \cdot \left(\frac{\gamma_i^m}{\gamma_i^b}\right)} \exp\left(\frac{-z_i \cdot \Delta\varphi - \Delta W'_{i,Born} - \Delta W'_{i,im}}{2 \cdot I}\right); \kappa_b = \left(\varepsilon_0 \cdot \varepsilon_b \cdot R \cdot \frac{T}{2 \cdot F^2 \cdot I^b}\right)^{\frac{1}{2}}$$

Alors que N_A et r_p , sont respectivement le nombre d'Avogadro et la taille du pore (le rayon pour le pore cylindrique, et la demi-largeur pour le pore en feuillets).

Pour le cas de l'équation d'électro-neutralité, on utilise le même procédé que ci-dessus en substituant l'équation d'électro-neutralité à l'intérieur du pore par l'équation (2.47).

Nous constatons donc que l'équation d'électro-neutralité prend la forme suivante:

$$\sum_i [z_i \cdot c_i^b \cdot \theta_i \cdot \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^m} \cdot \exp(-z_i \cdot \Delta\varphi - \Delta W'_{i,Born} - \Delta W'_{i,Born})] + X_M = 0 \quad (2.51)$$

Cette dernière équation n'est autre que l'équation de Nernst-Planck étendue, où la seule différence réside dans le facteur d'empêchement pour les deux géométries (pores cylindriques et pores en feuillets).

Pour un pore de géométrie cylindrique, on considère que pour $0 \leq \lambda_i < 1$ [93]:

$$K_{i,d} = \frac{6\pi}{K_{i,t}} \quad (2.52)$$

$$K_{i,c} = (2 - \theta_i) \cdot \frac{K_{i,s}}{2 \cdot K_{i,t}} \quad (2.53)$$

Où: $K_{i,t}$ et $K_{i,s}$ sont donnés comme:

$$K_{i,t} = \frac{9}{4} \cdot \pi^2 \cdot \sqrt{2} (1 - \lambda_i)^{\frac{5}{2}} \left[1 + \sum_{n=2}^2 a_n \cdot (1 - \lambda_i)^n \right] + \sum_{n=0}^4 a_n + 3\lambda^n \quad (2.54)$$

$$K_{i,s} = \frac{9}{4} \cdot \pi^2 \cdot \sqrt{2} (1-\lambda_i)^{\frac{5}{2}} \left[1 + \sum_{n=2}^2 b_n \cdot (1-\lambda_i)^n \right] + \sum_{n=0}^4 b_n + 3\lambda^n \quad (2.55)$$

Avec : $a_1 = -73/60$; $a_2 = 77,293/50,400$; $a_3 = -22,5083$; $a_4 = -5,6117$; $a_5 = -0,3363$; $a_6 = -1,216$; $a_7 = 1,647$; $b_1 = 7/60$; $b_2 = -2,227/50,400$; $b_3 = 4,0180$; $b_4 = -3,9788$; $b_5 = -1,921$; $b_6 = 4,392$ et $b_7 = 5,006$ [93].

Pour le cas de pore cylindrique, θ_i est donné par:

$$\theta_i = (1-\lambda_i)^2 \quad (2.56)$$

Pour le cas de pore en feuillets, les expressions de $K_{i,c}$ et $K_{i,d}$ sont données par [93]:

$$K_{i,d} = 1 - 1.004 \cdot \lambda_i + 0.418 \cdot \lambda_i^3 + 0.21 \cdot \lambda_i^4 - 0.169 \cdot \lambda_i^5 \quad (2.57)$$

$$K_{i,c} = \frac{3-\theta_i^2}{2} \cdot \left(1 - \frac{\lambda_i^2}{3} \right) \quad (2.58)$$

D'où le coefficient de partage stérique est donné par (selon sa définition):

$$\theta_i = (1-\lambda_i) \quad (2.59)$$

Via la surface de la membrane, les flux J_i et J_v sont liés par (comme nous l'avons montré):

$$j_i = V \cdot c_i^{per} = J_v \cdot \frac{c_i^{per}}{A_k} \quad (2.60)$$

Où: c_i^{per} est la concentration en vrac du soluté i dans le perméat et A_k la porosité de la membrane [93].

2.8 Résistance au colmatage

Nous définissons sous le terme de colmatage l'ensemble des mécanismes qui limitent le flux à travers une membrane. Pour le cas de l'osmose inverse, le phénomène de colmatage peut être classifié en 4 catégories suivantes: (i) la précipitation des composés inorganiques sur la membrane (l'entartrage), (ii) la formation du dépôt par des particules ou des matières organiques sur la membrane, (iii) la formation du bio-film et l'excrétion in situ d'exopolymères sur la membrane (le bio-colmatage), et (iv) l'adsorption dans la membrane [86, 94, 95].

Le colmatage dans ses différentes formes ajoute une résistance au transfert de matière supplémentaire au celle de la membrane. Les performances globales diminuent significativement:

$$J = \frac{(\Delta P - \Delta \pi)}{\mu \cdot (R_m + R_c)} \quad (2.61)$$

Avec :

J : Flux d'eau à travers la membrane ($l \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$).

ΔP : Différence de pression de part et d'autre de la membrane (Pa).

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

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

R_m : Résistance due à la membrane (m^{-1}).

R_c : Résistance due au colmatage (m^{-1}).

Pour récupérer les performances initiales de la membrane, cette dernière doit être périodiquement nettoyée. Le type de produit de nettoyage dépend largement du type de membrane et de la nature du colmatage. Le tableau 2-6 décrit les nettoyages chimiques de la membrane d'OI pour le dessalement d'eau de mer par différentes solutions nettoyantes.

Noter qu'une augmentation du flux est considérée comme un résultat favorable, ainsi qu'une réduction de la conductivité (valeur négative).

Tableau 2-6 : Variation du flux et de la conductivité de l'eau par les différents types de nettoyage acide/base [96].

Produits Chimiques	Variation de flux d'eau produit (%)	Variation de la conductivité de l'eau produite (%)
NaOH, 0,8 %	-13,24	
HCl, 0,8 %	+22,86	
NaOH suivi par HCl, 0,5 %	+22,50	+21,73
NaOH et détergent, 0,8 %	+22,96	
HCl et détergent, 0,8 %		+54,24
NaOH et détergent suivi par HCl et détergent, 0,5 %		-17,65
NaOH et détergent suivi par HCl et détergent, 1,0 %	-12,24	-20,19

Partie Expérimentale

Chapitre 03 : Matériel et méthodes

3.1 Matériel et méthodes

Ce chapitre est consacré à la présentation des méthodes utilisées au cours des travaux de thèse. Il est structuré en six (06) parties: la première présente les caractéristiques de la membrane étudiée; la seconde est consacré pour la description des pilotes utilisés; la troisième expose les solutions étudiées (eaux synthétisées, eaux saumâtres réelles); la quatrième présente les différentes méthodes analytiques liées à ce travail; la cinquième est consacrée à la présentation du logiciel de simulation utilisé (ROSA Software); et la dernière présente le protocole suivi durant les travaux de thèse.

3.2 Caractéristiques de la membrane

3.2.1 Origine de la membrane

Dans notre travail de thèse nous avons étudié les performances de la membrane TW30-2540 fabriquée par la firme Filmtech DOW Chemical Company (USA). Cette dernière est caractérisée par une structure moléculaire unique appelée FT30; cette structure préparée par la réaction inter-faciale entre 1,3-benzènediamine et le chlorure de trimésosyle, comme illustre la figure 3.1 :

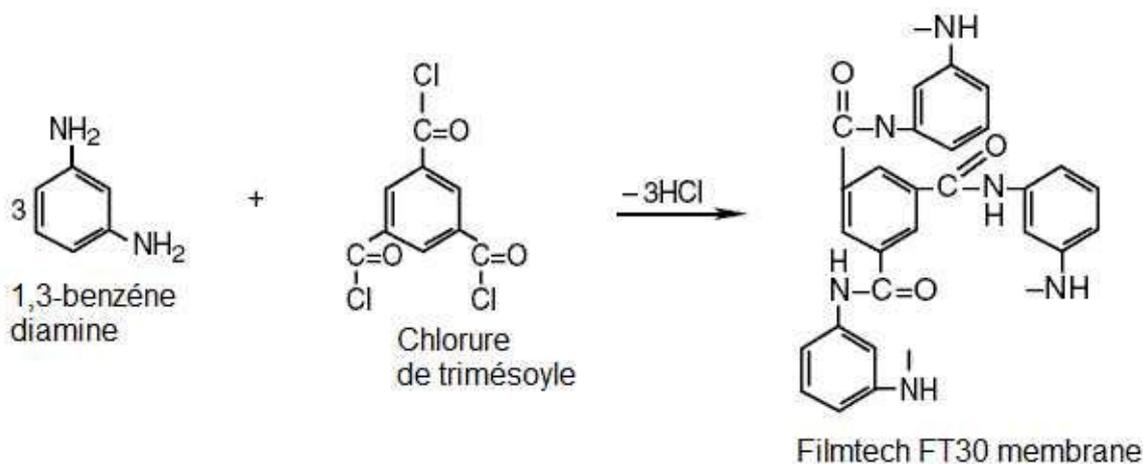


Figure 3.1 : La réaction inter-faciale qui produise la structure FT30 [97].

3.2.2 Nomenclature de la membrane

L'élément TW30-2540 se caractérise par un diamètre inférieur à 8 inch pour cela la première partie indique l'utilisation typique de la membrane ainsi que la structure de la surface, dans notre cas (TW30) présente (tap water de la structure FT30) ; la deuxième partie

du nom indique la taille de l'élément, pour notre cas; (2540) indique que l'élément a un diamètre de 2,5inch et une longueur de 40inch.

3.2.3 Performance de la membrane

Ce travail de thèse est réalisé à l'aide d'une cartouche à membrane d'osmose inverse TW30-2540 fournie par (Dow-Filmtech). Cette membrane est montée en module spiralé d'une surface membranaire active de 2,6 m² comme indique la figure 3.2 :



Figure 3.2 : Image de la membrane TW30-2540 [98].

Cette membrane se caractérise par un débit de permeat de 3,2 m³/jour et un taux de rejection des sels de 99,5%; sous les conditions de fonctionnement qui sont présentées dans le tableau 3.1 .

Tableau 3.1 : Caractéristiques de la feuille membranaire TW30-2540 [99].

Type de la membrane	Polyamide en couches minces composites
Température de fonctionnement maximale ^a	113°F (45°C)
Pression de fonctionnement maximale	600 psig (41bar)
Débit d'alimentation maximal	6 gpm (1,4 m ³ /hr)
Chute de pression maximale	13 psig (0,9 bar)
Intervalle de pH, fonctionnement continu	2-11
Intervalle de pH, Nettoyage à court terme (30 min) ^b	1-13
Maximum SDI d'alimentation	SDI 5
Tolérance au chlore libre ^c <0,1	ppm
<p><i>a- Température maximale en fonctionnement continu ci-dessus pH 10 est (35°C).</i></p> <p><i>b- Consulter les directives de nettoyage dans la fiche technique 609-23010.</i></p> <p><i>c- Dans certaines conditions, la présence de chlore libre et d'autres agents oxydants. entraînera une défaillance prématurée de la membrane.</i></p>	

3.2.4 Nettoyage de la membrane

Après chaque filtration longue, la membrane est nettoyée de manière à retrouver au moins 90 % de la perméabilité initiale. Le protocole de nettoyage de la membrane est fourni par la société DOW-Filmtech. L'opération se compose d'un nettoyage basique à la soude (NaOH, pH=12) et d'un nettoyage acide (Acide chlorhydrique, pH=2). Après chaque nettoyage (acide ou basique) un rinçage à l'eau osmosée est effectué. En fonction du niveau de colmatage de la membrane, plusieurs nettoyages (Nettoyage basique+Rinçage + Nettoyage Acide + Rinçage) sont nécessaires pour retrouver une perméabilité correcte avant de reprendre les essais de filtration. Une fois la membrane nettoyée, la perméabilité de la membrane est déterminée expérimentalement à partir de l'évolution du flux de perméat à 25°C en fonction des différentes pressions transmembranaires avec de l'eau osmosée.

3.3 Les pilotes utilisés

3.3.1 Pilote de filtration sur sable (MP31)

Le pilote de filtration sur sable utilisé pour cette étude; est fabriqué par la société Delta-LAB.

L'unité comprend :

- Une cuve d'alimentation d'une capacité de 120 L équipée d'un système d'agitation.
- Une pompe centrifuge en polypropylène à entraînement magnétique (1,2m³/h à 3m de refoulement) qui peut aller de 10 jusqu'à 3500 tr/min, alimente la colonne soit par le haut pour la filtration, soit par le bas pour le lavage du modèle (PAN WORLD NH-30PX-D).
- Un débitmètre à flotteur permet de mesurer le débit d'alimentation allant de 60 – 600 L/h.
- Une colonne d'Altuglas d'une hauteur de H=1300 mm et d'un diamètre interne de Ø=100 mm surmontée d'une sur verse.
- 16 prises de pression sur une hauteur de 750 mm, espacées de 50 mm; qui permettent l'étude du colmatage du filtre et son dimensionnement. La première prise est située à environ 25 mm au-dessous de la grille. Les tubes sont placés devant un tableau millimétré afin de permettre la mesure de la perte de charge en hauteur d'eau.
- Dix vannes (V₁.....V₁₀) : la vanne V₁ permet la vidange de la cuve d'alimentation ; la vanne V₂ permet le réglage du débit d'arrivée d'eau lors de la filtration ; les vannes (V₃,V₆,V₇,V₈) permettent la sélection des circuits (filtration ou lavage) ; la vanne V₄ assure l'arrivée d'eau du réseau (lors de la connexion au réseau pour le lavage du

filtre) ; la vanne V_5 est une vanne à membrane pour l'ajustement du débit de sortie du filtre ; la vanne V_9 permet l'évacuation des eaux traitées ; et la vanne V_{10} permet la vidange de la goulotte de récupération.

La figure ci-dessous montre l'image du pilote MP31.

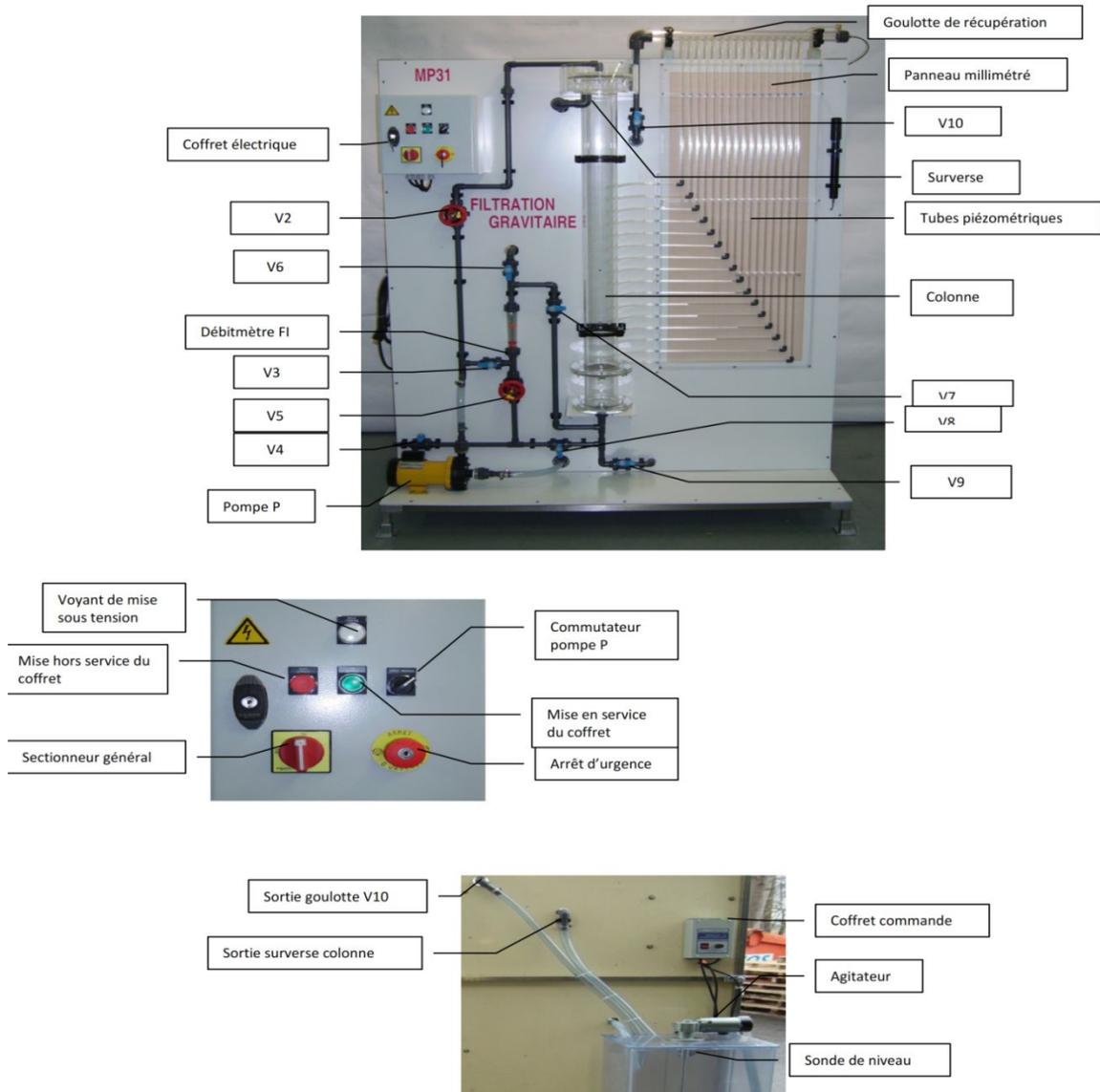


Figure 3.3 : Schéma du pilote de filtration de sable MP31.

a. Description des différents modes de fonctionnement

Le pilote de filtration sur sable peut fonctionner selon deux modes : le mode filtration (le liquide passe dans la colonne du haut vers le bas) et le mode rétro-lavage (le liquide circule du bas vers le haut dans la colonne). Le passage d'une configuration à l'autre s'effectue par un jeu d'ouverture et de fermeture des vannes.

a.1 Mode de filtration

Pour le fonctionnement en mode de filtration ; procéder avant chaque manipulation, à :

- i) Un dé-tassage du lit (cela permet d'éliminer les bulles d'air et de supprimer les chemins préférentiels ayant pu se créer),
- ii) Préparer la solution à filtrer dans le bac d'alimentation.
- iii) Mettre en route l'agitateur par le biais de son petit coffret en face arrière du pilote.
- iv) Et en fin régler sa vitesse à l'aide du potentiomètre.

Au démarrage, agiter fortement pour mettre en suspension ou créer les floccs puis ralentir pour maintenir la suspension sans casser les floccs en modes de coagulation/floculation, le tuyau d'alimentation sera ramené dans la cuve, ouvrir les vannes V₂, V₈, V₅ et V₆, ramener le tuyau en sortie de V₆ vers une évacuation puis mettre la pompe en route, régler le débit de traversée de la colonne avec la vanne V₅, maintenir le niveau d'eau dans la colonne à une hauteur constante avec la vanne V₂ (débit d'entrée = débit de sortie) et relever les mesures de pression. Le schéma suivant montre les étapes de mode de filtration indiqué dans cette section :

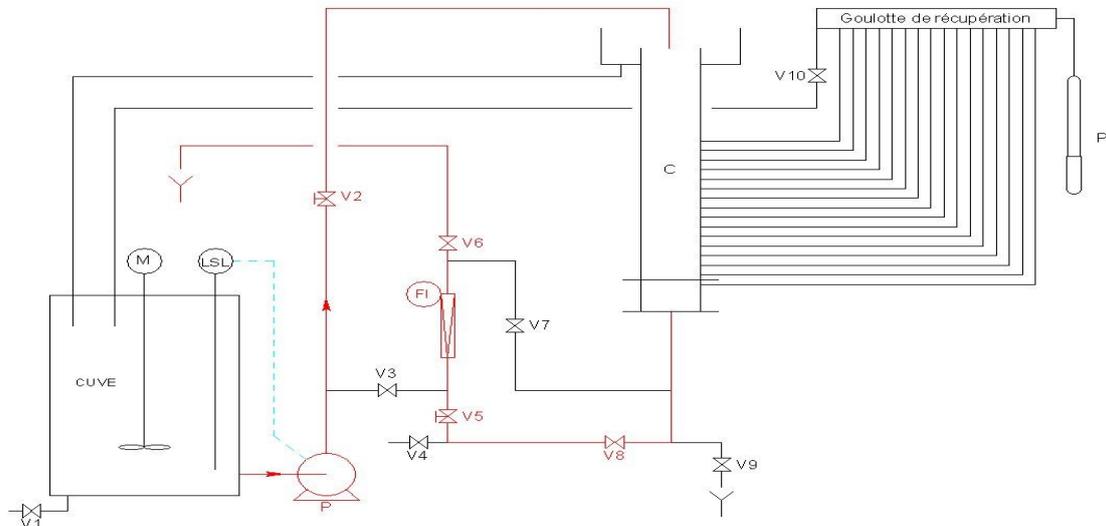


Figure 3.4 : Schéma du mode de filtration au pilote MP31.

a.2 Mode de retro-lavage

Le lavage est une opération très importante :

- Lorsqu'il est insuffisant, il entraîne le colmatage permanent de certaines zones, ne laissant à l'eau qu'un passage réduit ; la perte de charge s'accroît plus vite, et des passages préférentiels se créent .

- S'il est trop fort, il provoque une attrition des grains de sable et la formation de particules fines créant une couche en surface qui se colmate très rapidement par rapport au reste du lit.

Le lavage du lit de sable se fait en général par soulèvement de celui-ci, sous un débit assez élevé pour fluidiser le lit, mais pas trop fort afin de homogénéiser les grains. il consiste à : i) remplir le bac d'alimentation avec de l'eau ou une solution à 2% d'acide sulfurique, ii) ouvrir les vannes V₃ et V₇, iii) diriger la surverse vers une évacuation, iv) Mettre la pompe en route et ajuster le débit de lavage avec la vanne V₇.

En fin de manipulation, arrêter la pompe et refermer les vannes afin de laisser le lit se re-tasser régulièrement et laisser le sable en eau.

Le schéma suivant indique la circulation lors de mode de retro-lavage.

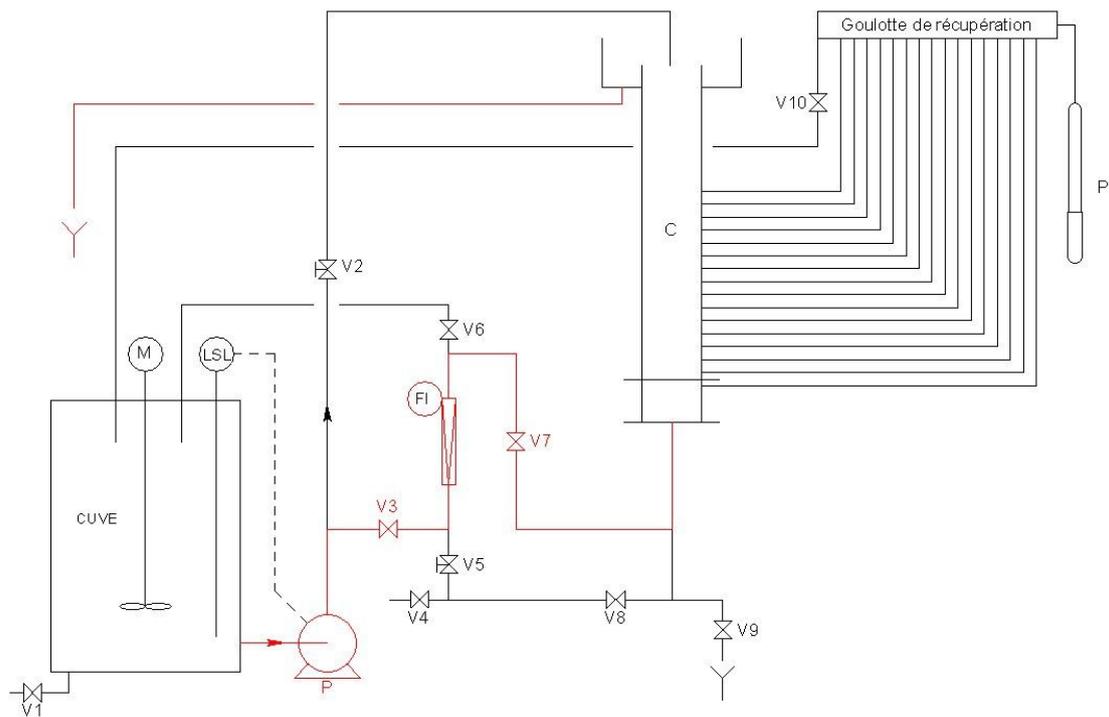


Figure 3.5 : Schéma du mode de retro-lavage au pilote MP31.

3.3.2 Pilote de dessalement par osmose-inverse MP20

Le pilote de dessalement MP20 utilisé dans cette étude est fabriqué par la société Delta-LAB. Il permet de mener des études concernant les conditions hydrauliques des eaux utilisées ainsi que les performances de la membrane d'osmose inverse; la figure ci-dessous montre le schéma de principe de ce pilote :

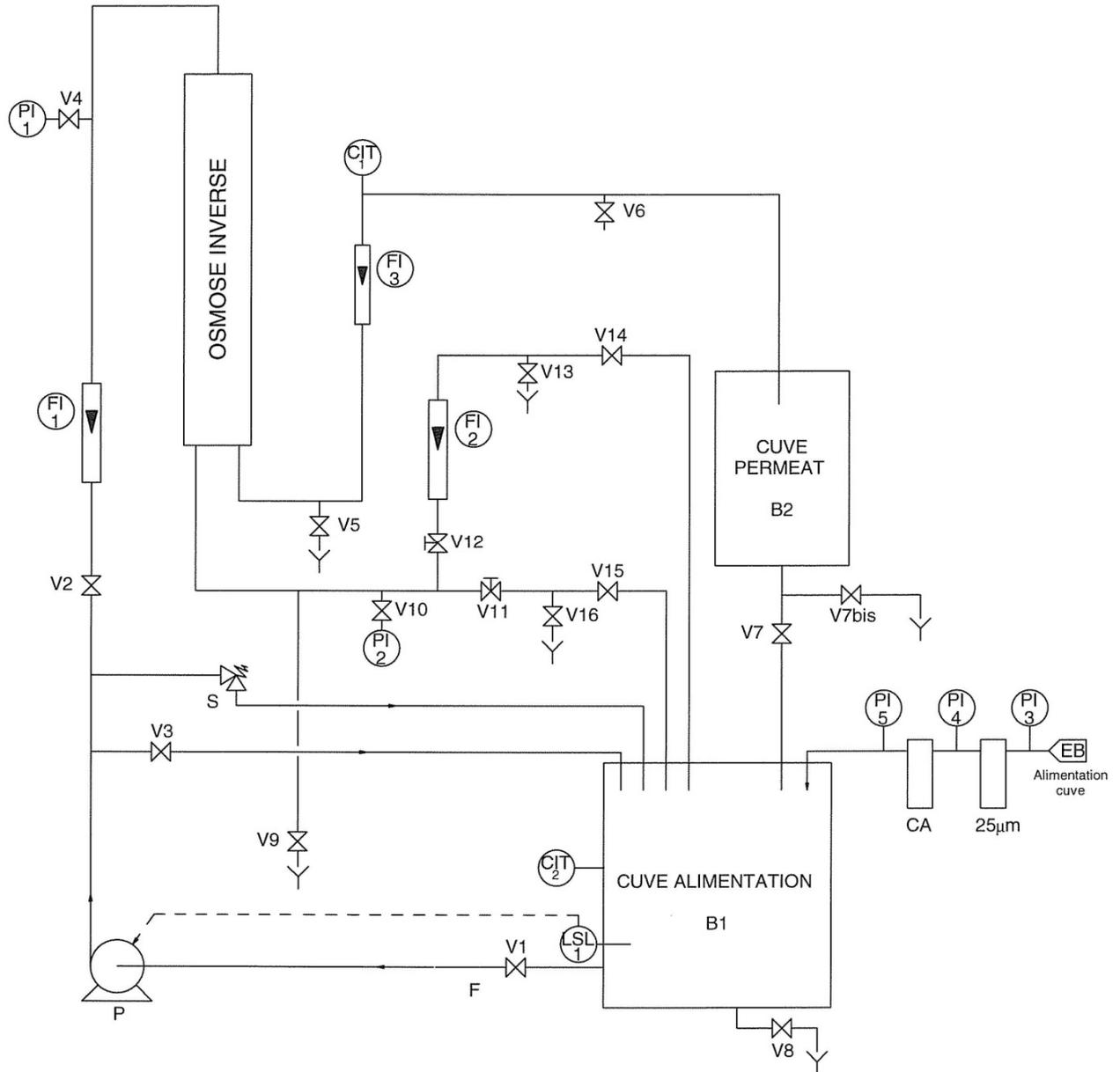


Figure 3.6 : Schéma du principe de pilote MP20.

L'unité comprend :

- Deux cuves : l'une pour l'alimentation (solution à traiter) de 100 l (B₁) et l'autre de 20 l pour le permeat (B₂). Ils sont tous deux en PVC transparent.
- Une pompe centrifuge multicellulaire à haute pression (16 bars à 800 l/h) de marque LOWARA.
- Deux filtres l'un en charbon actif de 5µm et l'autre en fibres de 25 µm.
- Un coffret électrique de marque Schneider à 230V.
- Deux sondes de conductivité et de température l'une dans le bac d'alimentation et l'autre à sortie du permeat.

- Deux manomètres de 0-16 bars pour mesurer la pression à l'entrée et à la sortie de la membrane.
- Trois manomètres de 0-2,5 bars placés de chaque côté des filtres, et indiquent le degré de colmatage des filtres (celui en charbon actif et celui en fibres).
- Trois débitmètres à flotteur : qui permettent de mesurer le débit d'alimentation, de retentât (100-1000 l/h), et de perméat (10-100 l/h).
- Une Soupape de sécurité du circuit en PVC.
- Un Détecteur du niveau bas pour protéger la pompe.
- Un module à membrane d'osmose inverse de type TW30-2540 de Dow Chemical Company.
- 16 vannes ($V_1 \dots V_{16}$) : la vanne V_1 permet d'isoler la cuve d'alimentation B_1 , la vanne V_2 permet de régler le débit entrant dans le module membranaire, la vanne V_3 permet de recycler l'eau d'alimentation dans la cuve B_1 , les vannes V_4 et V_{10} de mise en ligne des manomètres PI_1 et PI_2 (entrée et sortie de la membrane), la vanne V_5 permet d'évacuer le circuit du perméat, la vanne V_6 permet de prélever les échantillons du perméat, les vannes V_7 et $V_{7 \text{ bis}}$ permettent de vider la cuve de perméat B_2 vers B_1 ou vers l'extérieur, la vanne V_8 permet la vidange de la cuve d'alimentation B_1 , la vanne V_9 permet de vider le circuit du retentât, la vanne V_{11} permet le retour du retentât vers la cuve d'alimentation B_1 , la vanne V_{12} assure le réglage du débit de retentât en sortie, la vanne V_{13} permet de vider le retentât, les vannes V_{14} et V_{15} permettent d'assurer le retour du retentât à la cuve d'alimentation B_1 , et la vanne V_{16} permet la vidange du retentât.

La figure ci-dessous montre l'image du pilote MP20 :

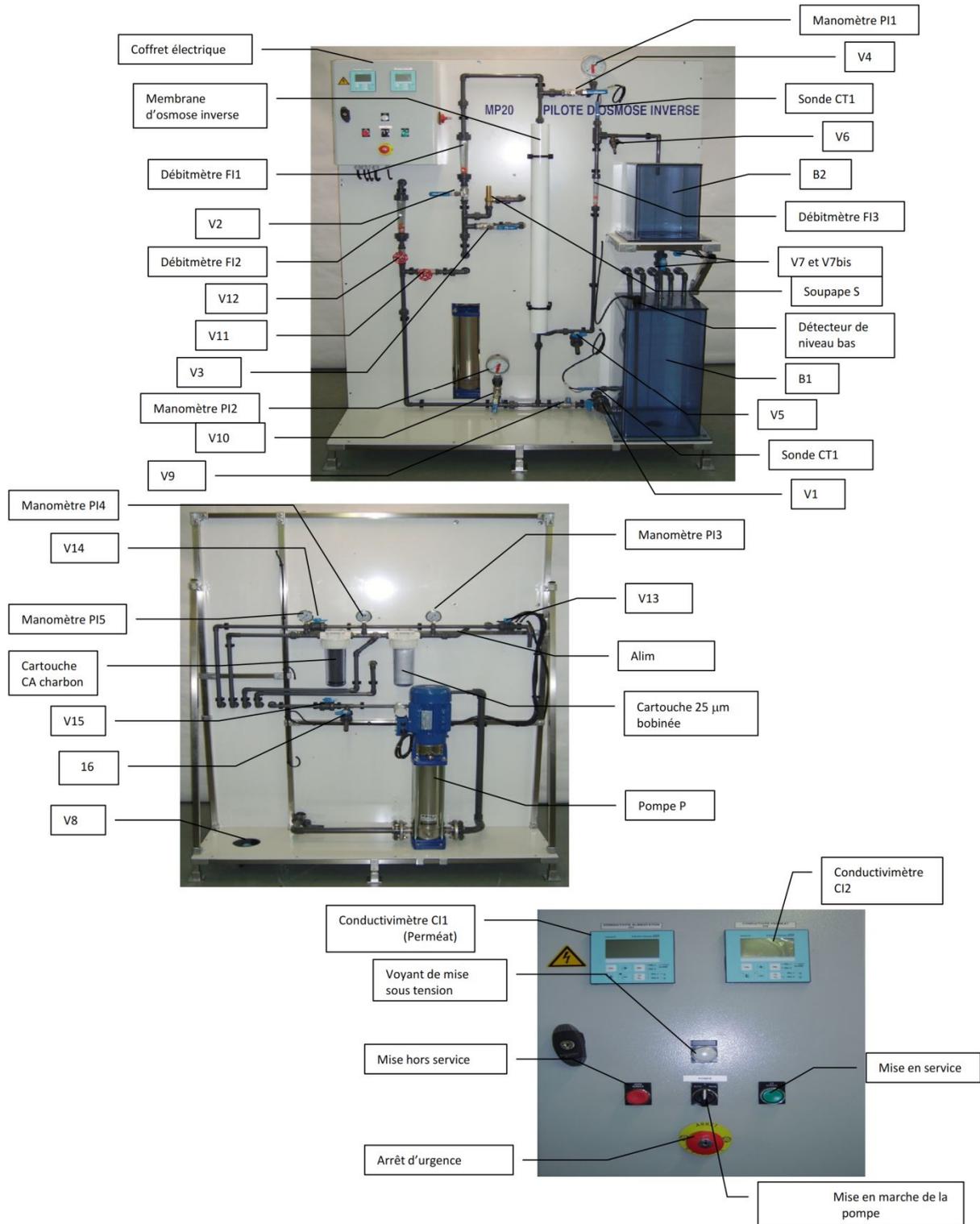


Figure 3.7 : Schéma du pilote de dessalement par osmose inverse MP20.

b. Description des différents modes de fonctionnement

Durant nos travaux, nous avons manipulé le pilote de dessalement par osmose inverse MP20 dans les deux modes : i) en mode continu dans lequel on aura les trois flux d'alimentation de retentât et de permeat (qui sont séparés), ii) et en mode batch dans lequel on mélange le retentât dans le bac d'alimentation.

Le passage d'une configuration à l'autre s'effectue par un jeu d'ouverture et de fermeture des vannes.

b.1 Le mode continu

La plupart des systèmes existants d'osmose inverse fonctionnent en configuration continu. Dans cette configuration, la concentration de la solution d'alimentation tout au long du module membranaire augmente au fur et à mesure que l'eau pénètre à travers la membrane semi-perméable sous une pression hydraulique appliquée (qui doit être supérieure à la pression osmotique de la solution initiale), la Figure 3.8 illustre cette configuration.

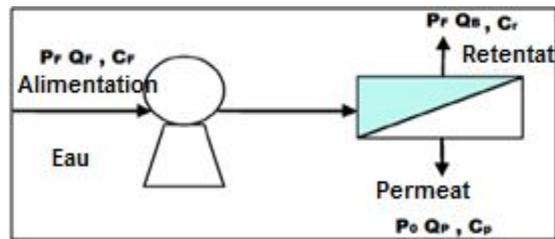


Figure 3.8 : Schéma de la configuration continu.

On peut obtenir cette configuration sur le pilote MP20; à travers les étapes suivantes :

- Ouvrir la vanne V_1 pour mettre en ligne la cuve B_1 .
- Ouvrir la vanne V_3 pour permettre le retour à la cuve B_1 sans passer par la membrane, lors de la mise en route de la pompe.
- Mettre le pilote sous tension pour mettre en route la pompe.
- Ouvrir la vanne V_{12} .
- Ouvrir progressivement la vanne V_2 et contrôler le débit d'alimentation sur le débitmètre FI_1 (qui doit être limité à 700 l/h) en jouant à la fois sur l'ouverture de la vanne V_2 et sur la fermeture de la vanne V_3 .
- Ouvrir les vannes V_4 et V_{10} afin de permettre la mise en pression.
- Régler la vanne V_{12} en sortie afin de faire varier les pressions.

- Fermer la vanne V_{14} .
- Ouvrir la vanne V_{13} pour faire la vidange du retentât en dehors du pilote.
- Fermer la vanne V_7 pour conserver le permeat à la cuve B_2 .

b.2 Le mode batch

Dans cette configuration de circuit fermé (batch), la solution du retentât (saumure) du module de flux (S_3) est recyclé en circuit fermé; où elle se mélange à la solution d'alimentation du système (S_1) pour devenir la solution influente au module (S_2).

Ici, la solution d'alimentation du système (S_1) représente la source d'eau à dessaler, qui à une pression osmotique π_0 .

La solution influente du module (S_2), résultant du mélange de la solution du retentât (S_3) avec de l'eau d'alimentation (S_1), présente une pression osmotique croissante à mesure que les solutions s'accablent dans le circuit.

Pour maintenir une force motrice positive à travers la membrane, la pression hydraulique appliquée doit être augmentée en même temps que l'augmentation de la pression osmotique (cf. la figure 3.9).

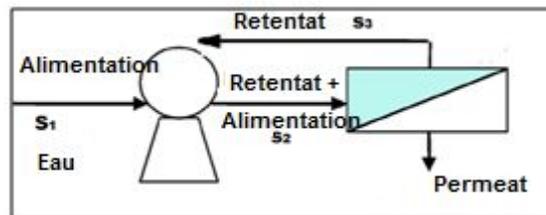


Figure 3.9 : Schéma de la configuration batch.

On peut obtenir cette configuration sur le pilote MP20; à travers les étapes suivantes :

- Ouvrir la vanne V_1 pour mettre en ligne la cuve B_1 .
- Ouvrir la vanne V_3 pour permettre le retour à la cuve B_1 sans passer par la membrane, lors de la mise en route de la pompe.
- Mettre le pilote sous tension pour mettre en route la pompe.
- Ouvrir la vanne V_{12} .
- Ouvrir progressivement la vanne V_2 et contrôler le débit d'alimentation sur le débitmètre FI_1 (qui est limité à 700 l/h); en jouant à la fois sur l'ouverture de la vanne V_2 et sur la fermeture de la vanne V_3 .
- Ouvrir les vannes V_4 et V_{10} afin de permettre la mise en pression.
- Régler la vanne V_{12} en sortie afin de faire varier les pressions.
- Ouvrir la vanne V_{14} et fermer les autres vannes.

3.4 Les solutions étudiées

Les différents types d'eaux (naturelles et de synthèse) utilisés dans notre étude sont les suivants:

3.4.1 Les eaux synthétisées

Durant ce travail, nous avons utilisé différents types de sels pour mettre en évidence les performances de ce type de membrane (mis en place en différentes configurations). Le tableau suivant représente les différents sels et les différentes concentrations correspondantes :

Tableau 3.2 : Types et concentrations des différents sels utilisés.

Sels	Concentration (mg/l)
Chlorure de sodium ¹ NaCl	500
	2000
	3000
Carbonate de calcium ¹ CaCO ₃	50
	300
Sulfate de Magnésium ² MgSO ₄	500
	2000
	3000
1- De la marque BIOCHEM-chemo pharma – Canada 2- De la marque Riedel-deHaen - Germany	

Dans chaque cas; la préparation de la solution à utiliser (solution influente à notre système) se fait par dissolution du sel choisi en concentration indiquée; dans une quantité de 100l d'eau distillée.

3.4.2 Les eaux réelles

Afin de déterminer la bonne configuration en terme de : qualité de permeat, temps suffisant ainsi que l'énergie nécessaire; on procède à dessaler de vraies eaux saumâtres (naturelles) de différentes régions du centre-est de l'Algérie.

Dans ce cadre; nous avons choisi trois (03) échantillons d'eau saumâtre: le premier est issu de la région de Setif, le deuxième est issu de la région frontalière Bouira-Bejaia, et le dernier est issu du centre de la région de Bouira. La figure 3.10, présente la situation sur la carte de l'Algérie des sites où les échantillons sont prélevés:



Figure 3.10 :Cartographie des régions dans lesquelles ont été pris les échantillons d’eaux saumâtres ; 1- un échantillon d’eau saumâtre dans la ville d’El-Eulma (région de Setif); 2- un échantillon d’eau saumâtre de la ville de Bordj-Okhriss (région de Bouira) ; 3- un échantillon d’eau saumâtre de la ville de Ahnif (région de Bouira).

3.5 Description des techniques d’analyse des eaux d’alimentation et de perméat

3.5.1 Mesure de pH

Le pH-mètre utilisé (HI 2209 pH/mv mètre) provient de HANNA: la sonde pH est directement plongée dans les solutions pour les mesures après avoir été calibrée dans des solutions tampons dont le pH est égal à 4,01, 7,01 et 10,01.

3.5.2 Mesure de conductivité (salinité)

Les mesures de la conductivité des solutions sont réalisées avec un Conductimètre de terrain (LF1971)de WTW 3C30-010 Instrument.

La conductivité, mesurée à une température T , est corrigée pour l’exprimer à 20°C . La correction de la température est effectuée à l’aide de tables contenant des facteurs de correction de température.

3.5.3 Mesure de TDS (Total Dissolved Solides)

Le total des matières solides dissoutes estime le résidu total qui reste après évaporation d'un échantillon d'eau.

Evaluer les solides dissous totaux: consiste à une mesure de la teneur combinée de tous les minéraux et organiques des substances contenues dans l'eau.

Après mesure à l'aide d'un conductimètre (LF1971) puis conversion ; on utilise l'expression suivante [100] :

$$\text{TDS} = \lambda \cdot 0,6$$

Tel que :

λ : La conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)

0,6 : Facteur de conversion

La méthode classique utilisée pour mesurer cette dernière est basée sur l'évaporation comme nous présentons ci-dessous :

Après avoir pesé un bécher vide m_0 , on prend un volume v : 10 ml d'échantillon d'eau saumâtre au même bécher; on l'évapore dans une plaque chauffante, puis on le pèse une deuxième fois m_1 , et on utilise l'expression suivante:

$$\text{TDS} = (m_0 - m_1) / v$$

Tel que :

m_0 : La masse vide du bécher.

m_1 : La masse après évaporation.

v : Le volume d'eau traitée.

3.5.4 Mesure de turbidité

Les mesures de turbidité ont été effectuées avec un turbidimètre portatif de marque HANNAHI98703. La valeur indiquée sur le turbidimètre n'étant pas stable; les 10 premières valeurs affichées par le turbidimètre sont prises pour faire ensuite une moyenne.

3.6 Méthodes analytiques

3.6.1 Dosage des chlorures

Les chlorures sont dosés en milieu neutre par une solution titrée de nitrate d'argent en présence de chromate de potassium. La fin de la réaction est indiquée par l'apparition de la teinte rouge caractéristique du chromate d'argent.

Dans ce cadre : on introduit 100 ml d'eau à analyser, on ajoute 2 à 3 gouttes d'acide nitrique pur, puis une pincée de carbonate de chaux et 3 gouttes de solution de chromate de

potassium à 10 %. Verser alors au moyen d'une burette la solution de nitrate d'argent jusqu'à l'apparition d'une teinte rougeâtre, qui doit persister 1 à 3 minutes [100].

3.6.2 Dosage de sodium et de potassium

La méthode de dosage du potassium et du sodium par spectrométrie d'émission de flamme est souvent suffisante pour les eaux naturelles; qui consiste à:

-Nébuliser l'échantillon dans une flamme air-acétylène en intercalant de l'eau permutée entre chaque solution.

-Effectuer les lectures au spectromètre de flamme à la longueur d'onde : de 589 nm pour le sodium, et de 766,5 nm pour le potassium.

-Régler le zéro de l'appareil avec de l'eau dé-ionisée.

-Se reporter à la courbe d'étalonnage: préparer, à partir de la solution fille, des dilutions dans l'eau dé-ionisée ou ultra-pure (acidifiée à $\text{pH} < 2$ par l'acide nitrique) couvrant la gamme de concentrations souhaitées (utiliser des tampons pour le potassium ainsi que pour le sodium), mais pour préparer les solutions mère on utilise des sels des chlorures de sodium et des chlorures de potassium [100].

3.6.3 Dosage des carbonates et des bicarbonates

Les carbonates totaux dissous dans les eaux sont liés à l'acide carbonique par des équilibres acide-base :



Le dosage des carbonates totaux peut être réalisé très simplement par la détermination de l'alcalinité et plus précisément des titres TA et TAC, dans ce cadre; on utilise la méthode potentiométrique (selon le tableau 3.3) : i) on prend un volume V d'eau à analyser à pH 4,5, ii) soit V_1 le volume d'acide utilisé, iii) continuer le titrage jusqu'à pH 4,2, iv) soit V_2 le volume total d'acide employé [100] :

$$\text{TAC} = ((2V_1 - V_2) \cdot N \cdot 1000) / V$$

Avec N correspond au titre d'acide utilisé.

Tableau 3.3 : Les cas les plus fréquents des valeurs comparatives de TA ,TAC pour les eaux naturelles.

Espèce carbonaté	Valeurs respectives des titres TA, TAC		
	Si TA=0	Si TA<TAC/2	Si TA=TAC/2
CO ₃ ⁻²	0	2TA	TAC
HCO ₃ ⁻	TAC	TAC-2TA	0

3.6.4 Dosage du calcium et du magnésium

On utilise la méthode titré-métrique à l'EDTA pour le cas de la dureté totale selon les étapes suivantes: i) introduire 50 ml d'eau à analyser dans une fiole conique de 250 ml, ii) ajouter 4 ml de solution tampon et trois gouttes de solution de noir ériochrome T: la solution se colore en rouge foncé ou violet, le pH doit être de 10, iii) en maintenant une agitation, verser la solution d'EDTA rapidement au début puis goutte à goutte lorsque la solution commence à virer au bleu, iv) vérifier que la coloration ne change plus par l'addition d'une goutte supplémentaire d'EDTA.

La concentration totale en calcium et magnésium s'exprime comme suit:

$$1000. c. \frac{V_1}{V_2}$$

Tel que:

c = Concentration en milliéquivalents par litre de la solution d'EDTA.

V_1 = Volume en ml de la solution d'EDTA.

V_2 = Volume en ml de l'échantillon.

De la même façon ; on déduit la dureté calcique. La différence entre la dureté totale et la dureté calcique indique la concentration de magnésium de notre échantillon [100].

3.6.5 Dosage des sulfates

L'ion sulfate précipite dans l'acide chlorhydrique contenant le chlorure de baryum de manière à former des cristaux de sulfate de baryum [101].

L'absorbance de la suspension de sulfate de baryum est mesurée avec un turbidimètre. Une courbe d'étalonnage entre la lecture du turbidimètre et la concentration de la solution de sulfates standard a été préparée, elle sera linéaire sur la plage des concentrations étudiées.

Cette courbe sera utilisée pour calculer les concentrations de l'ion sulfate dans les solutions d'alimentation et dans les solutions de perméat.

Trois échantillons de solution de sulfate ont été préparés pour des concentrations allant de 10 à 80 mg/l.

Les principales caractéristiques des eaux saumâtres utilisées au cours de cette thèse sont reportées dans le tableau 3.4.

Tableau 3.4: Caractéristiques des eaux saumâtres.

Caractéristiques	Echantillon I	Echantillon II	Echantillon III
pH	7.75	6.95	7.05
Temperature °C	17	19	19
Conductivité (mS/cm)	6.46	3.77	4.65
TDS (mg/l)	3852	2262	2790
Turbidité (NTU)	1.2	4.35	0.93
Calcium(mg/l)	560.88	228	280
Sodium(mg/l)	1360	680	1020
Magnesium (mg/l)	106.27	43.20	54.72
Potassium (mg/l)	1.42	15.90	2.10
Chlorure (mg/l)	2680	1340	2000
Bicarbonate (mg/l)	549	427	219.6
Sulfate (mg/l)	85	85	98
carbonate (mg/l)	0.53	0.33	1.66

3.7 Prétraitement conventionnel :

Selon la qualité de la solution à traiter (eaux saumâtres), un ou plusieurs prétraitements doivent être appliqués avant l'étape d'osmose inverse. En effet, la solution d'alimentation doit remplir des conditions de qualité contraignantes avant l'étape d'osmose inverse.

La solution qui alimente la membrane d'osmose inverse doit être débarrassée des espèces chimiques potentiellement entartrantes, des espèces colmatantes particulières et colloïdales, et des micro-organismes susceptibles de se développer.

Selon la qualité de la solution d'alimentation; un prétraitement soit conventionnel ou à membrane peut être envisagé. Dans notre cas on applique un traitement conventionnel basé sur : coagulation-floculation, décantation, filtration; ainsi qu'un conditionnement chimique par ajustement du pH ou ajout d'agents inhibiteurs de précipitation, la figure ci-dessous indique les différentes étapes de prétraitement conventionnel.

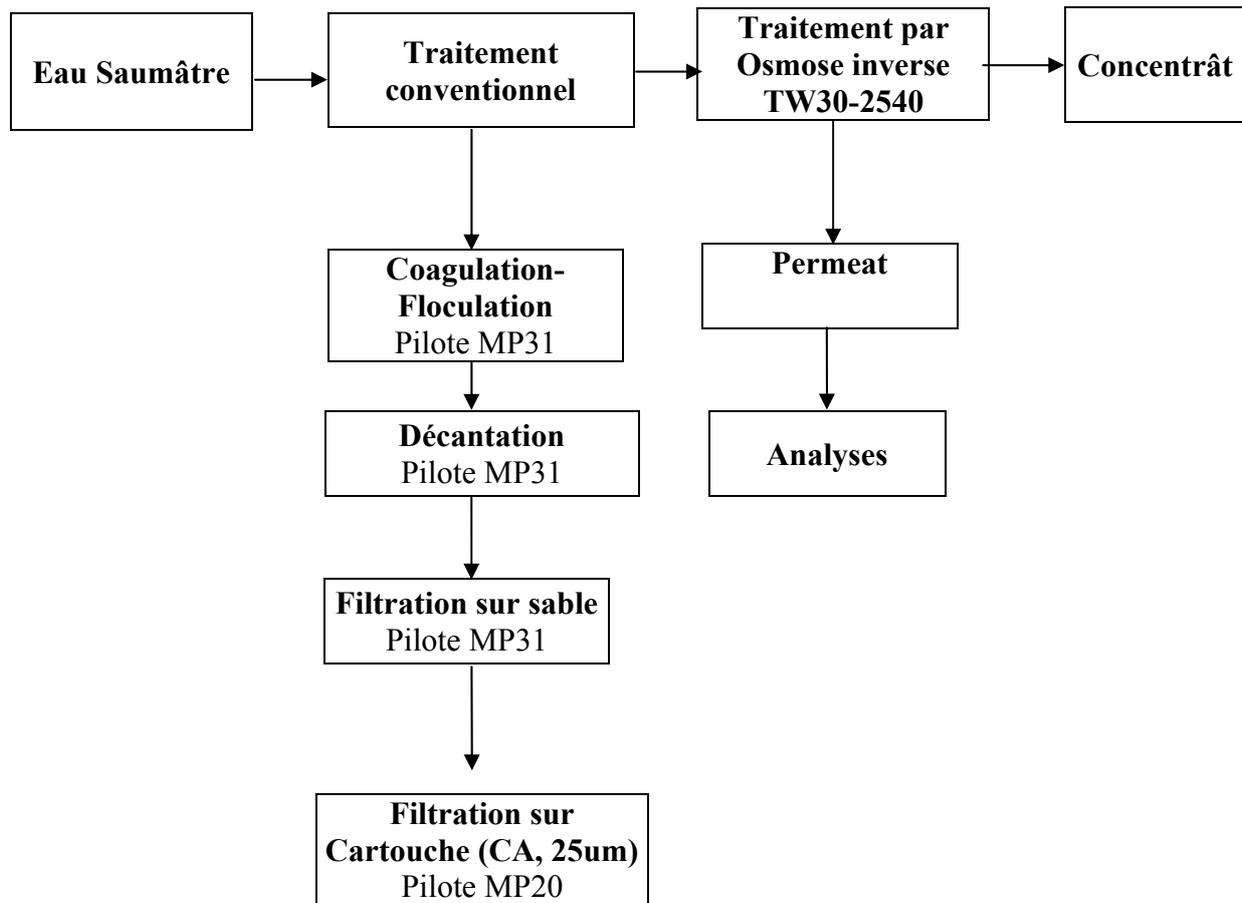


Figure 3 .11 : Organigramme résumant les étapes de traitement conventionnel.

3.7.1 Coagulation-Floculation :

Pour arriver à préciser le type de coagulant et la concentration qui peut être utilisée; plusieurs essais étant effectués à l'aide de Jar-Test (JT-M6 Digital) de marque HANNA pour déterminer la concentration optimale du coagulant, tout en suivant ces étapes:

- Remplir les béciers de floculation avec l'eau à tester en prenant soin d'effectuer des prélèvements homogènes.
- Placer les béciers sur le floculateur et abaisser les hélices dans l'eau, mettre en route le moteur et régler la vitesse d'agitation à 200 tr/min.
- A temps $t = 0$, ajouter le coagulant le plus rapidement possible avec une pipette de façon identique dans chaque bécier. Les doses sont croissantes de façon à "déterminer" la dose optimale présumée, ou plus si les eaux à tester présentent de fortes valeurs de turbidité, de DCO et des MES.

- Après 3 minutes d'agitation rapide à 200 tr/min, réduire la vitesse de façon à obtenir 60 tr/min pendant 20 minutes.
- On règle la vitesse d'agitation à 0 tr/min et on relève lentement les hélices une par une, tout en respectant un décalage de 30 seconde entre chaque relevée.
- Après 30 minutes de décantation, on effectue les mesures de turbidité et de pH.

a. Le coagulant

Le coagulant (coag) utilisé durant les essais est le chlorure ferrique hydraté ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), la variation de la concentration utilisée dépend de la turbidité de l'eau brute. Les solutions préparées à des concentrations de 1g Fe/l seront conservées durant une semaine.

a.1 Préparation de la solution mère de coagulant (1g Fe/l)

On fait dissoudre une masse de coagulant dans 100 ml d'eau distillée. La masse du coagulant (M.coag.) à dissoudre est calculée comme suit :

$$\text{M. coag. (g)} = \frac{\text{M. molaire. coag [g/mol]} \cdot 1 \text{g(Fe ou Al)} \cdot 11 \cdot 0,1}{\text{M. molaire. (Fe ou Al) } \left[\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right] \cdot 11}$$

$$\begin{aligned} \text{M. coag Fe. (g)} &= \frac{270,3}{55,8} \cdot 0,11 \\ &= 0,48\text{g} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{M. coag Al. (g)} &= \frac{436}{26} \cdot 0,11 \\ &= 1,68\text{g} \end{aligned}$$

b. Le polymère

Le polymère (polym.) utilisé pour les essais de laboratoire est un polymère cationique, dans ce cas c'est la bentonite de chez du BIOCHEM Chemopharma. La solution mère de polymère à une concentration de 0,1% conservée pendant 24 heures.

b.1 Préparation de la solution mère de polymère cationique

On fait dissoudre lentement 0,1 g de polymère cationique dans 100 ml d'eau distillée (1 g polym. /l) qu'on fait agiter à haute vitesse jusqu'à ce que la solution devienne gélatineuse.

Pour avoir une concentration de polymère de 1 mg/L dans un échantillon effectué, dans 1 litre il faut injecter :

$$V_{\text{polym. (l)}} = \frac{1(\text{l})}{1000(\text{mg polym/l})} \cdot 1(\text{mg polym/l})$$

$$V_{\text{polym.}} = 0,001\text{l} = 1\text{ml}$$

Les résultats de coagulation-Floculation sont présentés dans le tableau 3.5.

Tableau 3.5 : Les résultats de coagulation –Floculation par Jar test.

	Echantillon I		Echantillon II		Echantillon III	
	Coag Concentration (mg/l)	Turbidité (NTU)	Coag Concentration (mg/l)	Turbidité (NTU)	Coag Concentration (mg/l)	Turbidité (NTU)
01	0	1,2	0	4,35	0	0,93
02	7	0,17	7	0,84	2	0,65
03	9	0,45	9	0,85	4	0,8
04	11	0,24	11	1,25	6	0,68
05	13	0,28	13	0,77	8	0,55
06	15	0,33	15	0,69	10	0,34
07	17	0,22	17	1,07	12	0,67
08	19	0,18	19	0,63	14	1,11
09	20	0,18	21	0,66		
10			23	0,57		
11			25	0,6		
12			29	0,83		

3.8 Logiciel de simulation

Dans notre étude ; nous avons mené des simulations à l'aide du logiciel (ROSA) afin de comparer les résultats obtenus expérimentalement (pilote MP20) à ceux de la théorie.

le modèle d'analyse utilisé ROSA (Reverse Osmosis System Analyze) est un programme de conception sophistiqué (RO) pour prédire les performances d'une membrane montée dans des systèmes spécifiés par l'utilisateur.

Ce logiciel a été développé par la société Dow Chemical; qui incorpore un modèle pour la filtration OI et un modèle pour la filtration NF.

Ce logiciel a été utilisé avec succès pour l'analyse des performances des membranes, des besoins en énergie et des coûts de filtration (dessalement).

Dans la plupart des cas, l'optimisation au cours de la phase pilote repose principalement sur la méthode empirique, faisant appel au savoir-faire spécial de l'utilisateur. Cela se traduit également par une longue période de développement de processus.

Le logiciel permet la création virtuelle de la conception de base OI/NF avec le choix de la composition de l'eau d'alimentation, du débit d'alimentation, de la pression de fonctionnement, de la température et du pH.

Ensuite, on peut choisir la configuration qui dépend de: le nombre de modules membranaires et de réservoirs sous pression, du type de membranes, des pompes d'alimentation et de surpression.

Le logiciel a été utilisé dans de nombreux travaux de recherche; dans notre cas, nous utilisons la version ROSA 9 [102].

3.9 Protocole Opérateur

Pour atteindre les objectifs tracés, nous avons focalisé nos travaux sur les quatre (04) principaux axes suivants:

- I- Caractérisation de la membrane étudiée (mesure des perméabilités hydrodynamiques): nous avons commencé par la mesure de la perméabilité à l'eau pure où nous avons utilisé de l'eau distillée, puis nous avons passé à la mesure de la perméabilité au sel à l'aide de l'eau synthétisée (eau concentrée à 3000 ppm de chlorure de sodium NaCl).
- II- Détermination des performances de la membrane relatives aux deux (02) configurations possibles sur notre pilote MP20 (configuration batch, configuration continu) en terme de: rejection de sel R , conversion Y et l'énergie requise. Pour cela; on utilise des eaux synthétisées par différents sels et différentes concentrations: NaCl (à: 500 mg/l, 2000 mg/l, 3000 mg/l), $MgSO_4$ (à: 500 mg/l, 2000 mg/l, 3000 mg/l), $CaCO_3$ (à: 50 mg/l, 300 mg/l).
L'objectif de cette partie d'étude est: de déterminer l'effet de la configuration et le type de sels sur la performance de la membrane étudiée (TW30-2540).
- III- Essais de dessalement des eaux saumâtres naturelles par osmose inverse; afin d'étudier toutes les performances de la membrane TW30-2540 telles que: la rejection des sels R , la conversions Y , le flux de permeat, le pH, le coefficient de transfert de mass k : cela se fait par l'utilisation des eaux saumâtres naturelles des régions du Centre-Est de l'Algérie (deux échantillons de la région de Bouira ,et une de la région de Setif).

- IV- Notre travail se termine par: une étude de simulation en utilisant le logiciel ROSA. L'étude contient aussi une partie dédiée à la comparaison entre les résultats expérimentaux obtenus sur le pilote (MP20) à ceux obtenus par simulation sur le logiciel ROSA. La comparaison se fait spécialement au niveau de: le débit de perméat, le taux de conversion et la qualité de perméat.

Chapitre 04: Résultats et Discussions.

4.1 Etude des perméabilités hydrodynamiques

Chaque membrane possède ses propres caractéristiques et performances vis-à-vis des solutions aqueuses. Par ailleurs, la relation entre les performances et les caractéristiques membranaires reste toujours en discussion.

La perméabilité membranaire étudiée avec de l'eau pure (L_p) a été mesurée sous différentes pressions de fonctionnement. Les valeurs obtenues de flux d'eau à travers la membrane examinée et leur dépendance aux variations de la pression sont présentées sur la figure 4.1. L'évolution linéaire des flux en fonction de la pression transmembranaire montre que la loi de Darcy est toujours valide (équation 2.1).

Ce comportement linéaire est décrit par une pente qui correspond à la perméabilité à l'eau pure. Nous avons également effectué l'expérience relative à la perméabilité de cette membrane avec une solution saline de 3g/l NaCl.

Les flux augmentent linéairement avec l'accroissement de la pression de fonctionnement pour la solution de sel, cela est bien confirmé par le modèle de Spiegler-Kedem (la loi de Fick). Les perméabilités hydrodynamiques (perméabilité à l'eau pure L_p , perméabilité aux sels B) sont obtenues à partir de la pente d'extrapolation de l'évolution du flux en fonction de la pression transmembranaire.

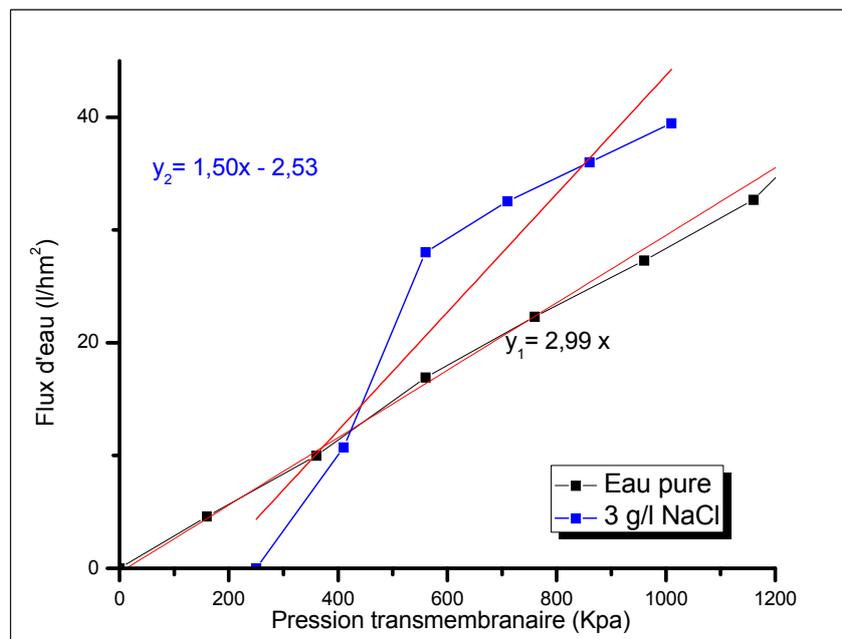


Figure 4.1 : Evolution du flux d'eau (pure, saline) en fonction de la pression transmembranaire.

Nous avons également constaté que la perméabilité de l'eau pure était d'environ $L_p = 8,3.10^{-12} \text{ m.s}^{-1}.\text{pa}^{-1}$. La littérature de Geoffrey et al[103] a mentionné que l'intervalle de perméabilité à l'eau des eaux saumâtres pour les membranes d'osmose inverse, varie entre: 1 à $10 \text{ l/m}^2.\text{h.bar}$. Dans notre cas nous avons trouvé que la perméabilité à l'eau est égale à $L_p = 2,99 \text{ l/m}^2.\text{h.bar}$; ce qui appartient au même intervalle.

Pour la perméabilité au sel de cette membrane ; et en référence à l'équation 2.2 de la même méthode ; tout en utilisant de l'eau concentrée (3 g/l de NaCl à $T = 20^\circ \text{C}$, $\pi = 250 \text{ kPa}$), nous avons trouvé une valeur de la perméabilité au sel de : $B = 4,19.10^{-12} \text{ m.s}^{-1}.\text{pa}^{-1}$.

Comparant aux travaux relatifs au même contexte pour les deux membranes BW30-2540 et XLE-2540, nous pouvons dire que la perméabilité à l'eau pure de ces membranes est supérieure à celle trouvée pour notre membrane TW30-2540.

Par contre, pour le cas de la perméabilité aux sels, nous avons trouvé presque la même valeur indiquée pour les types BW30-2540 et TW30-2540. Le tableau 4.1 récapitule les valeurs correspondantes:

Tableau 4.1: Valeurs de perméabilité de différentes membranes.

Membrane	C_{NaCl}	Permeabilité à l'eau	Permeabilité au sel	References
	(g/l)	($\text{m.s}^{-1}.\text{pa}^{-1}$)	($\text{m.s}^{-1}.\text{pa}^{-1}$)	
BW30-2540	Eau pure	$9,14.10^{-12}$	/	[104]
TW30-2540	Eau pure	$8,3.*10^{-12}$	/	Cette étude
XLE-2540	Eau pure	$2,03.10^{-11}$	/	[104]
BW30-2540	6g/l	/	$4,16.10^{-12}$	[105]
TW30-2540	3g/l	/	$4,19.10^{-12}$	Cette étude

4.2 Etude comparative des deux configurations (batch et continu), cas du pilote MP20

Dans cette section nous avons présenté une comparaison entre deux configurations du pilote MP20, (la configuration batch et la configuration continu). Pour cela, nous avons effectué des tests en utilisant différentes concentrations de sels (NaCl , MgSO_4 , CaCO_3) en vue de déterminer les caractéristiques de chaque configuration en terme de : rejection des sels R , conversion Y et énergie minimale efficace ES ; tout cela pour pouvoir déterminer la meilleure configuration de dessalement des eaux saumâtres par osmose inverse (pour le cas de notre pilote MP20 à l'échelle de laboratoire, en se référant: aux types, aux concentrations en sels, et à la configuration).

4.2.1 L'évolution du taux de rejection des sels en fonction du flux d'eau

Dans cette section, le flux d'eau était exprimé en volume de perméat produit par unité de surface membranaire et par unité de temps (l/hm^2).

Pour les différentes concentrations des sels, il a été observé que la rejection débutait toujours avec de faibles valeurs (cas de la première pression opératoire) et augmentait progressivement avec le temps. La première pression opératoire était toujours proche de la pression osmotique, et pour augmenter les valeurs de rejection; il était nécessaire d'augmenter la force exercée sur la surface de la membrane.

a. Cas de la configuration batch

Comme nous allons déjà décrit à partir de la figure 3.9 du chapitre précédent: la solution de retentât (saumure) du module membranaire (S_3) est recerclée en circuit fermé; où elle se mélange à la solution d'alimentation du système (S_1) pour devenir la solution influente au module (S_2).

a.1 L'évolution de la pression osmotique du mélange durant le temps d'opération:

Dans cette section nous utilisons des eaux synthétisées à différentes concentrations en sels: NaCl (500 ppm; 2000 ppm; 3000 ppm), $MgSO_4$ (500 ppm; 2000 ppm; 3000 ppm) et $CaCO_3$ (50 ppm; 300 ppm). En mesurant les différentes valeurs de conductivité et de température pour les eaux d'alimentations: nous avons calculé la pression osmotique du mélange à chaque deux (02) minutes durant la durée de l'expérimentation. La figure 4.2 illustre l'évolution de la pression osmotique du mélange :

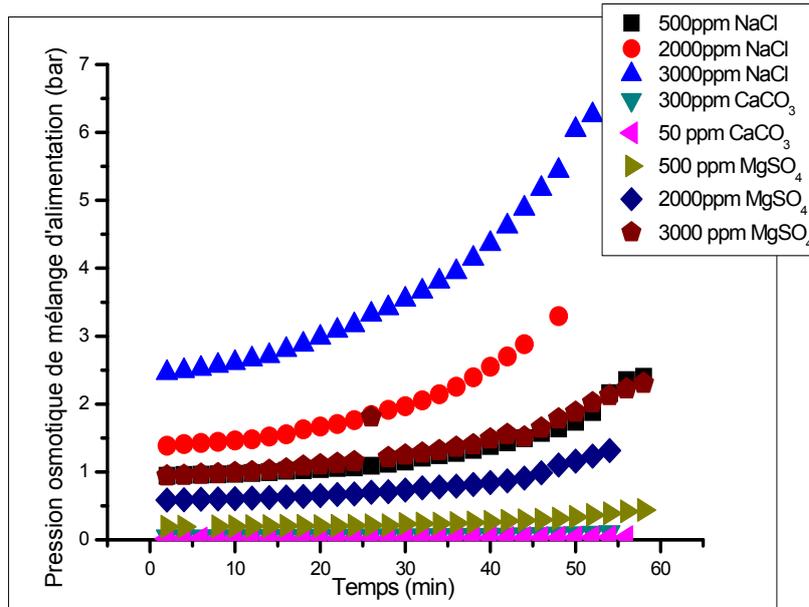


Figure 4.2 : Evolution de la pression osmotique du mélange durant le temps de fonctionnement.

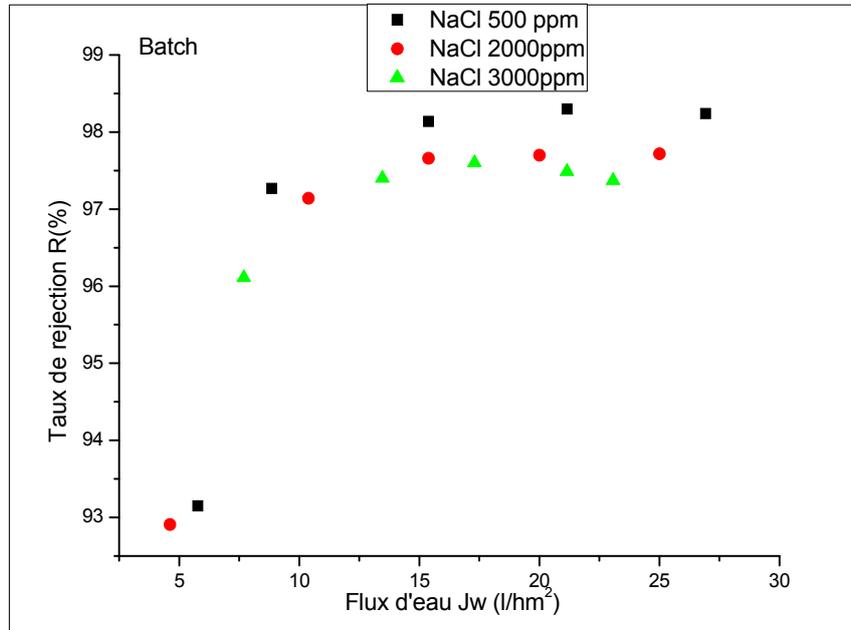
Dans cette configuration batch ; où divers types de sels à des différentes concentrations ont été utilisés; le taux de rejection de NaCl concentré dans la solution d'alimentation à {500 ppm; 2000 ppm; 3000 ppm} prend la valeur de [93,15%; 92,91%, et 96,11%] respectivement pour un flux d'eau d'alimentation de {5,78 l/hm²; 4,61 l/hm²; 7,69 l/hm²} respectivement pour une faible pression opératoire de {2 bar; 3 bar et 4,5bar}. Ce taux de rejection augmente à la valeur de [98,24%; 97,72%; 97,37%] pour un flux d'eau de {26,92 l/hm²; 23,07 l/hm²; 22,25 l/hm²} respectivement correspondant à une valeur maximale de la pression opératoire.

Il a été observé que les valeurs du taux de rejection dans le cas de NaCl pour l'intervalle de concentration compris entre [500 ppm- 3000 ppm] variant avec (+/-)1% de tel sorte que l'augmentation de concentration de NaCl influe inversement sur le taux de rejection.

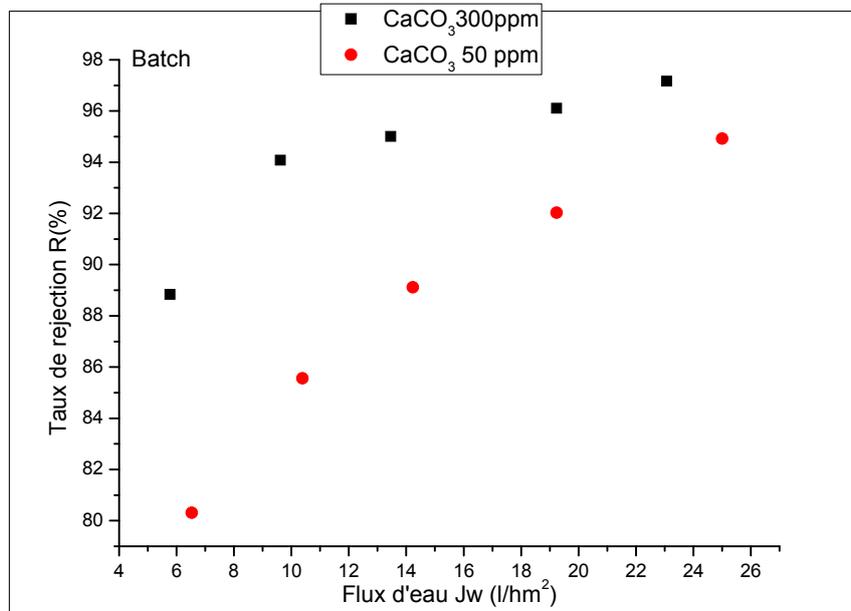
Pour le cas de CaCO₃, de faibles valeurs du taux de rejection ont été observées par rapport au cas de NaCl. Le taux de rejection pour le cas de CaCO₃ prend des valeurs de {88,40% et 94,24%} pour des concentrations de {50 ppm et 300 ppm}. Dans ce dernier cas, on note une diminution de 6%.

Par contre avec le sel MgSO₄, on remarque que le taux de rejection présente une augmentation par rapport au cas de NaCl. Le taux de rejection pour le cas de MgSO₄, prend

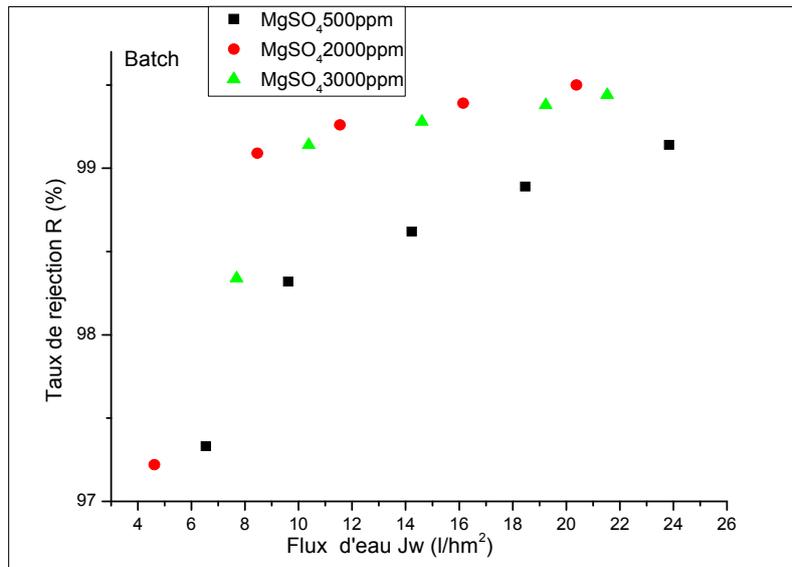
des valeurs de {98,46%; 98,89% et 99,11%} pour des concentrations de [500 ppm; 2000 ppm; 3000 ppm]. Dans ce dernier cas, on note une augmentation de 1% (voir la figure 4.3) ; cela est expliquée par la nature des sels vis-à-vis le comportement des membranes d'osmose inverse, le chlorure de sodium NaCl présente un mono-sel par contre le sulfate de magnésium MgSO₄ et le carbonate de calcium CaCO₃ correspond aux sels divalent .



-a-



-b-



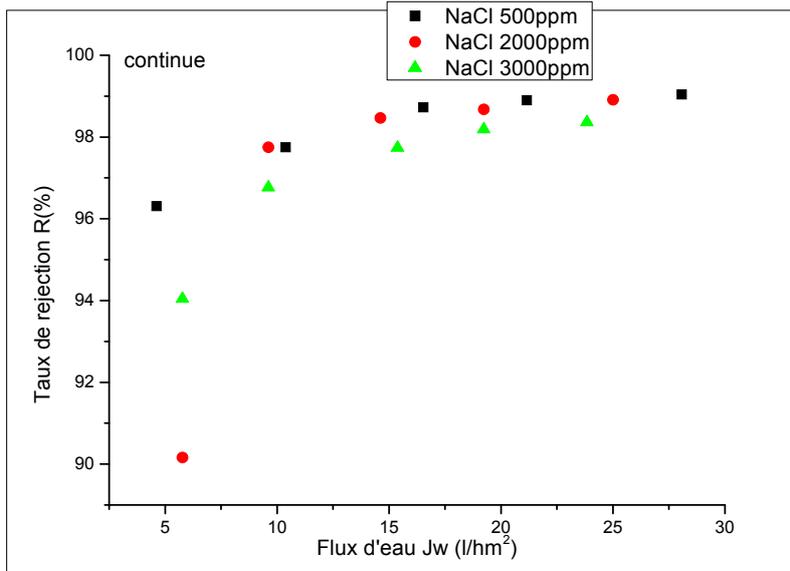
-C-

Figure 4.3 : L'évolution du taux de rejection des sels en fonction du flux d'eau (cas de la configuration batch).

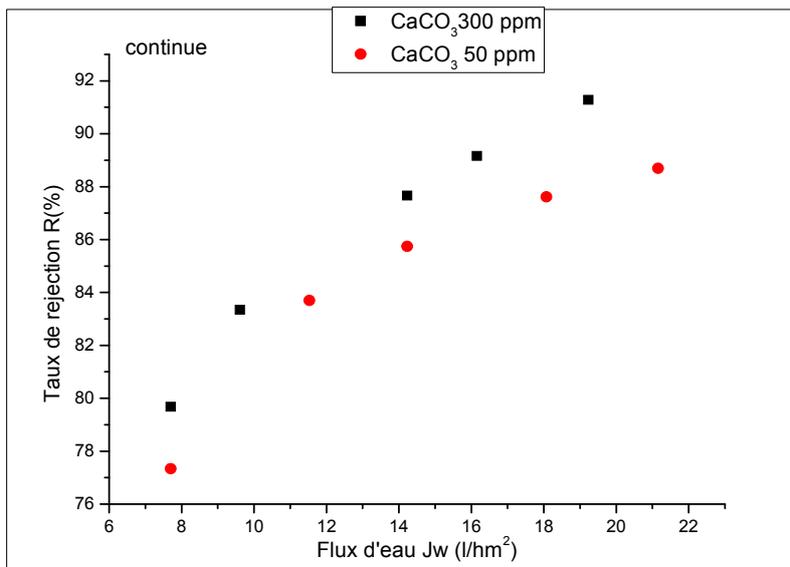
b. Cas de la configuration en continu

Dans cette configuration, la concentration de la solution d'alimentation le long du module membranaire augmente ; dès que l'eau pénètre à travers la membrane semi-perméable sous une pression hydraulique appliquée supérieure à la pression osmotique locale, comme nous avons indiqué dans le chapitre précédent (voir figure 3.8).

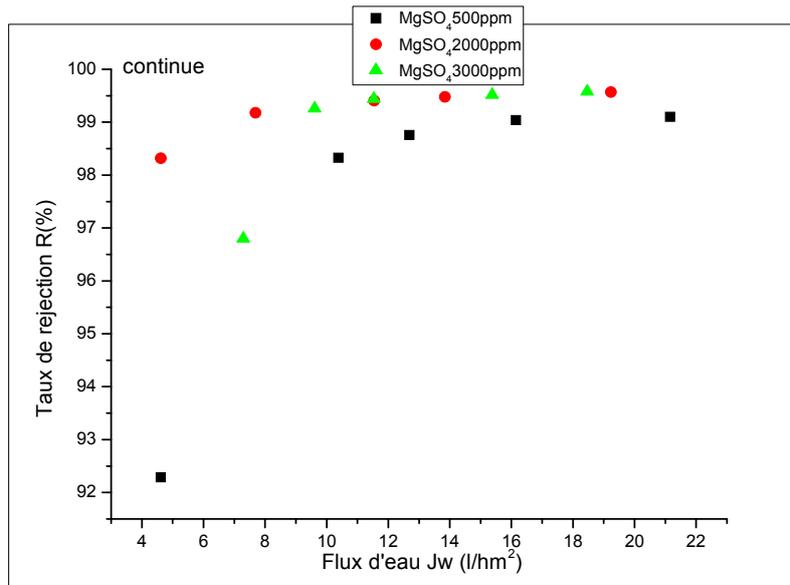
Pour la configuration en continu, nous constatons que pour les mêmes conditions que la configuration batch (concentration du sel, flux d'eau, pression opératoire); le taux de rejection présente une diminution de 1% par rapport à la configuration batch pour presque tous les sels utilisés (NaCl, CaCO₃, MgSO₄). Cette baisse est expliquée par la diminution de la pression opératoire lors de l'utilisation de cette configuration; la figure 4.4 montre bien ça.



-a-



-b-



-C-

Figure 4.4 : L'évolution du taux de rejection des sels en fonction du flux d'eau -configuration en continu-.

Comme vu dans la partie théorique (équation 2.6), le calcul des valeurs de flux d'eau J_w basée sur l'obtention des trois facteurs (le débit de perméat Q_p , la pression transmembranaire Δp et la pression osmotique $\Delta\pi$). Ceci montre que la variation des valeurs obtenues (taux de rejection) est due aux deux paramètres suivants: le débit et la pression opératoire.

En ce qui concerne le flux d'eau, aucune différence n'a été constatée entre les deux configurations, à l'exception des difficultés rencontrées liées au manipulation (réglage) du débit de retentât durant la configuration en continu.

D'une manière générale, le taux de rejection R , pour ces deux configurations (batch et en continu); augmente avec la croissance du flux d'eau J_w .

4.2.2 Effet de la configuration sur la concentration du perméat

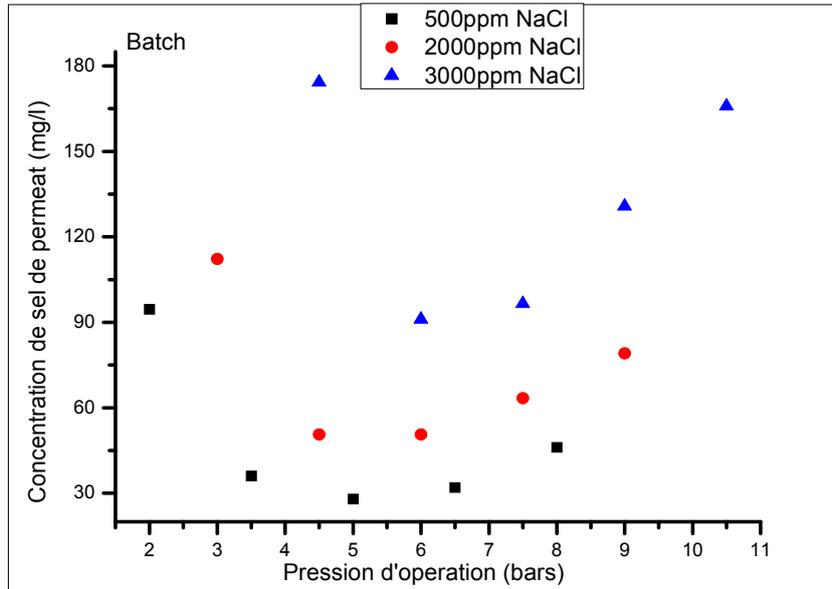
Les figures 4.5 et 4.6 montrent l'évolution de la concentration du perméat en fonction de la pression opératoire. Dans cette section on procède à une étude comparative des résultats expérimentaux obtenus pour les deux configurations (batch et continu).

a. Cas de la configuration batch

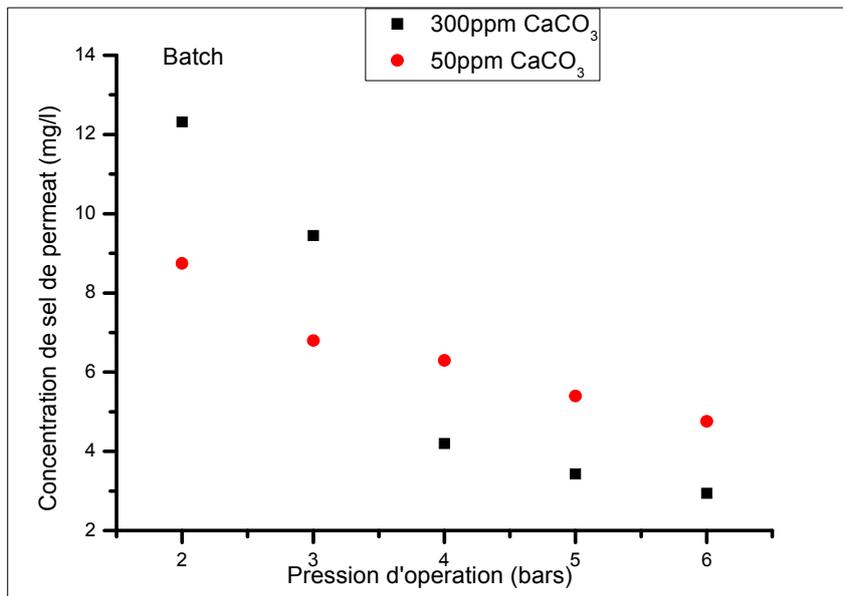
Pour la configuration batch, nous avons constaté une diminution de la concentration du perméat accompagnant l'augmentation de la pression opératoire. Par contre l'augmentation de la concentration d'alimentation due au (mélange: alimentation + concentrât) implique une

augmentation de la concentration de perméat cela expliquée par l'augmentation de la pression osmotique et donc une diminution du flux d'eau selon l'équation 2.5.

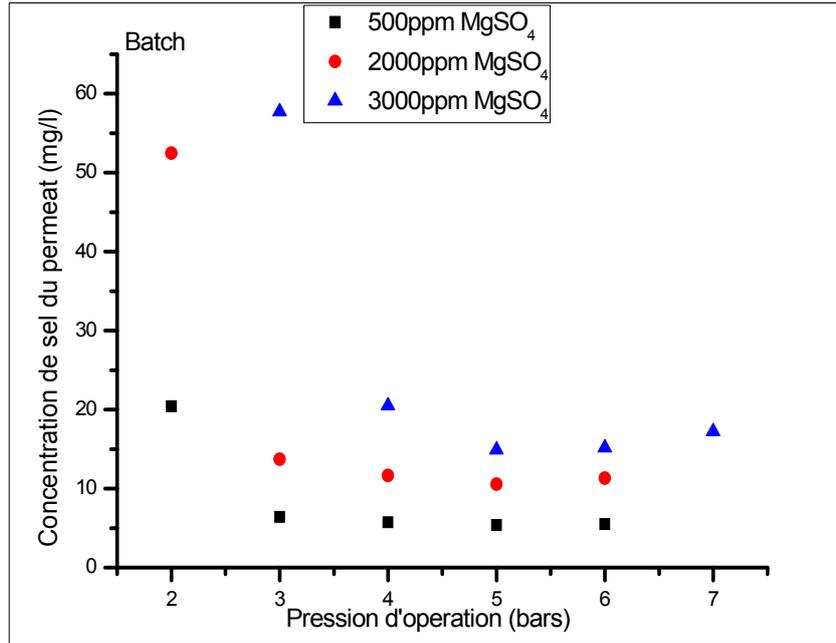
La figure 4.5 présente l'évolution de la concentration du perméat en fonction de la pression opératoire.



-a-



-b-

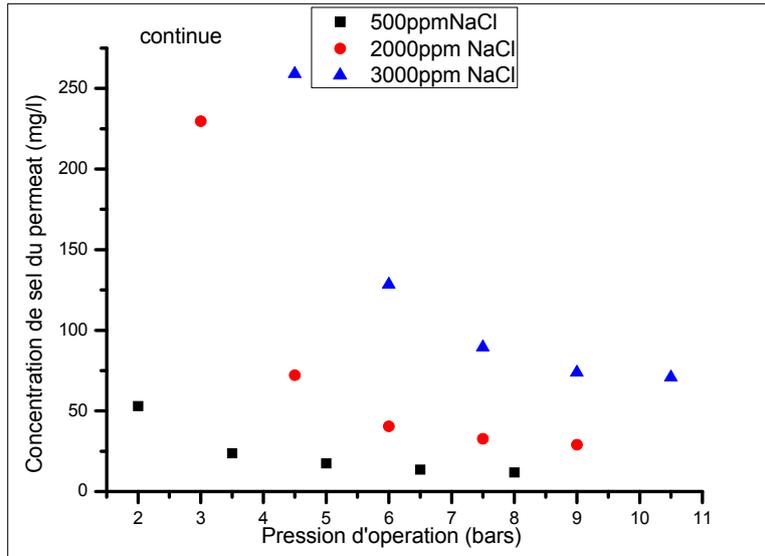


-C-

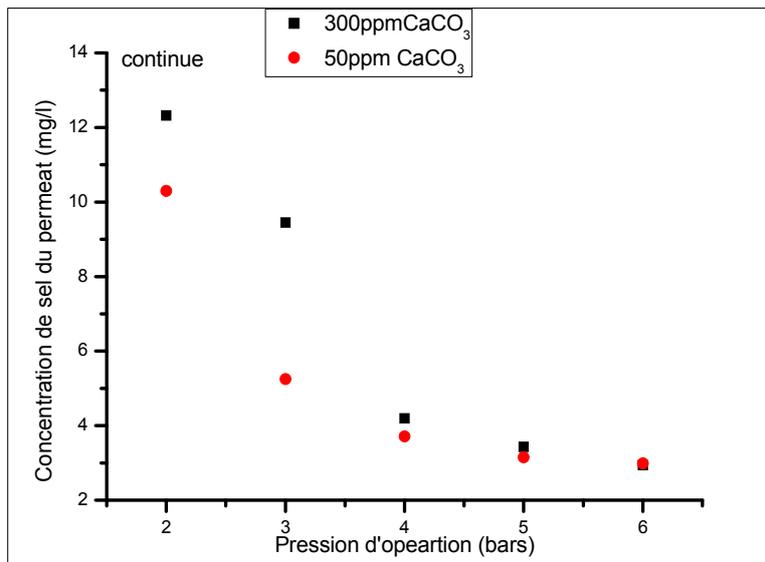
Figure 4.5 : L'évolution de la concentration de sel du perméat en fonction de la pression opératoire -configuration batch-

b. Cas de la configuration en continu

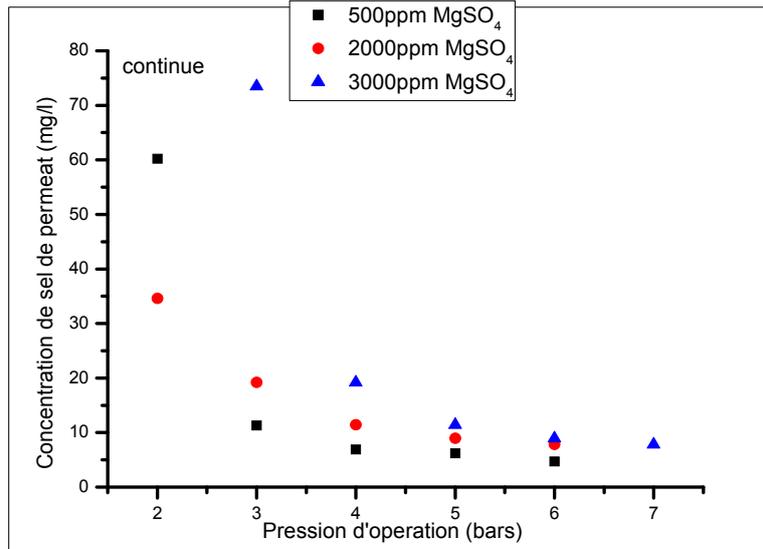
Pour cette configuration, on a observé la même évolution comme dans le cas de la configuration batch, une diminution continu de la concentration en sel dans le perméat C_p (donc une augmentation des valeurs du taux de rejection $R\%$), qui est liée à une augmentation de la pression de fonctionnement, ce qui implique l'augmentation du flux d'eau J_w . La figure 4.6 montre cette évolution pour le cas de la configuration en continu.



-a-



-b-



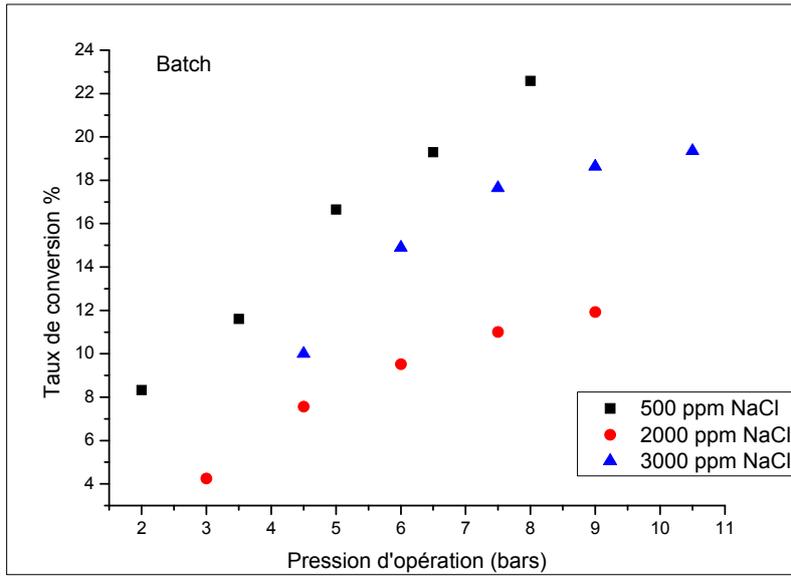
-C-

Figure 4.6 : L'évolution de la concentration en sel du perméat en fonction de la pression opératoire - la configuration en continu-

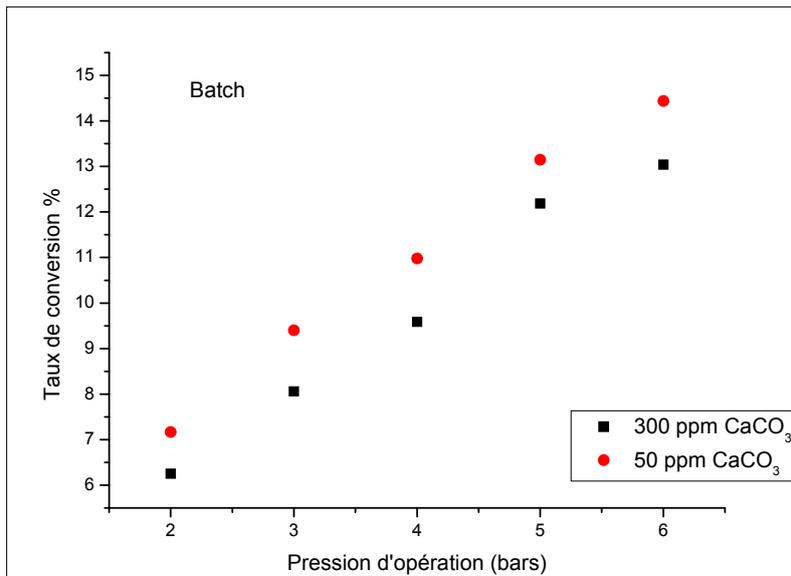
4.2.3 Effet de la pression opératoire sur la conversion

a. Cas de la configuration batch

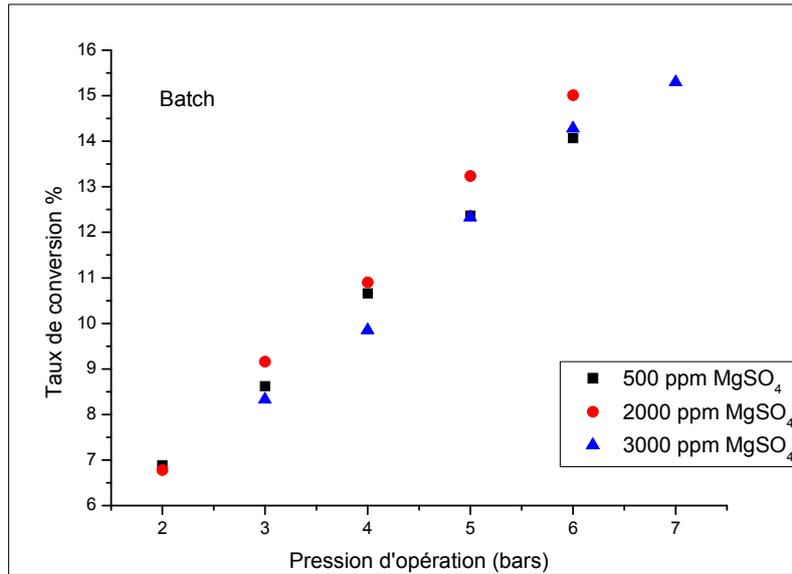
Pour l'effet de l'évolution de la pression opératoire sur le taux de conversion pour les deux configurations (batch et continu). D'après les figures (4.7 et 4.8); nous constatons que l'augmentation de débit de perméat est liée toujours à l'augmentation de la pression de fonctionnement ce qui implique une augmentation du taux de conversion, confirmement à la théorie d'osmose inverse.



-a-



-b-



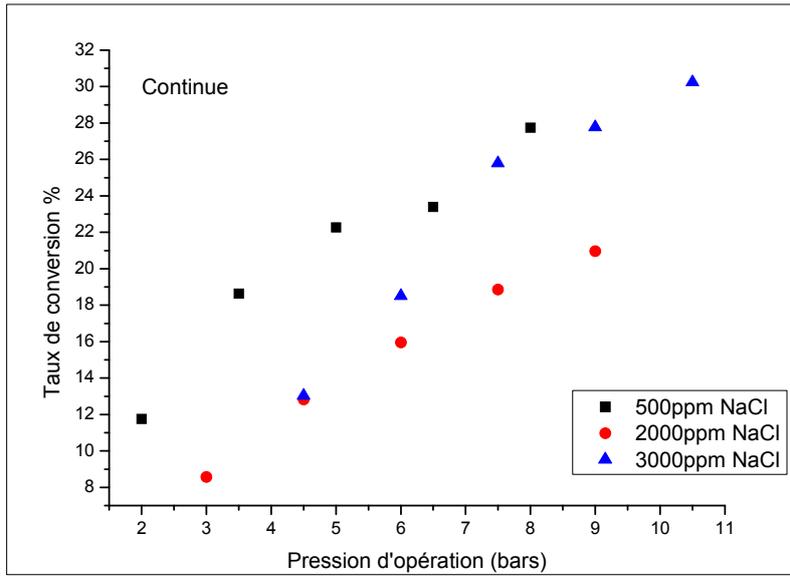
-C-

Figure 4.7 : L'évolution de la conversion en fonction de la pression d'opération (configuration batch).

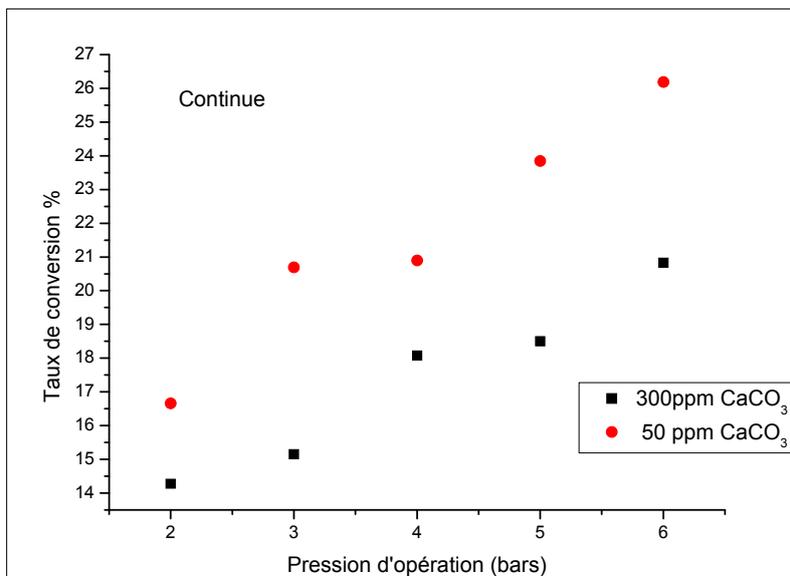
c. Cas de la configuration en continu

En ce qui concerne la configuration en continu, nous remarquons une augmentation significative du taux de conversion par rapport au cas de la configuration batch; et cela pour les différents sels utilisés (NaCl 500 ppm, CaCO₃ 300 ppm, MgSO₄ 500 ppm).

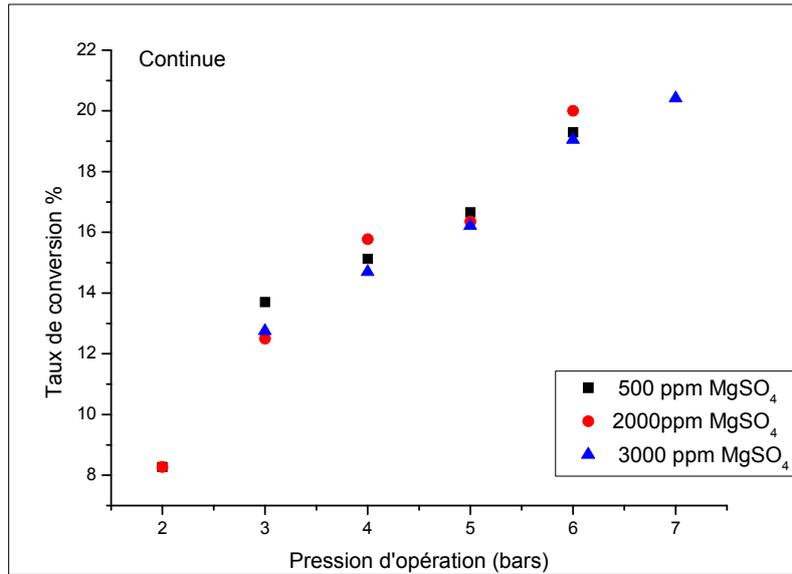
Pour une pression de 2 bars et pour les mêmes sels et ces concentrations indiqués dans la configuration batch, nous obtenons les valeurs (8,33%; 8,75%; 6,88%) respectivement, alors que pour le cas de la configuration en continu, nous obtenons les valeurs suivantes (11,76%; 14,28%; 8,27%) respectivement, soit une augmentation de plus de 3%. Cela peut s'expliquer par l'instabilité du débit d'alimentation (due à la perte de pression) pour le cas de la configuration en continu. Par conséquent, la diminution de la pression d'opération a entraîné une augmentation de la conversion due à la forte chute de débit d'alimentation constaté dans cette configuration.



-a-



-b-



-C-

Figure 4.8 : L'évolution de la conversion en fonction de la pression d'opération (configuration en continu).

L'énergie dépensée dans le procédé d'osmose inverse peut être analysée graphiquement sous forme de différentes fractions caractéristiques à l'aide du diagramme de conversion et de pression.

4.2.4 Énergie minimale efficace ES

Dans le cas d'osmose inverse, cette énergie dépendra :

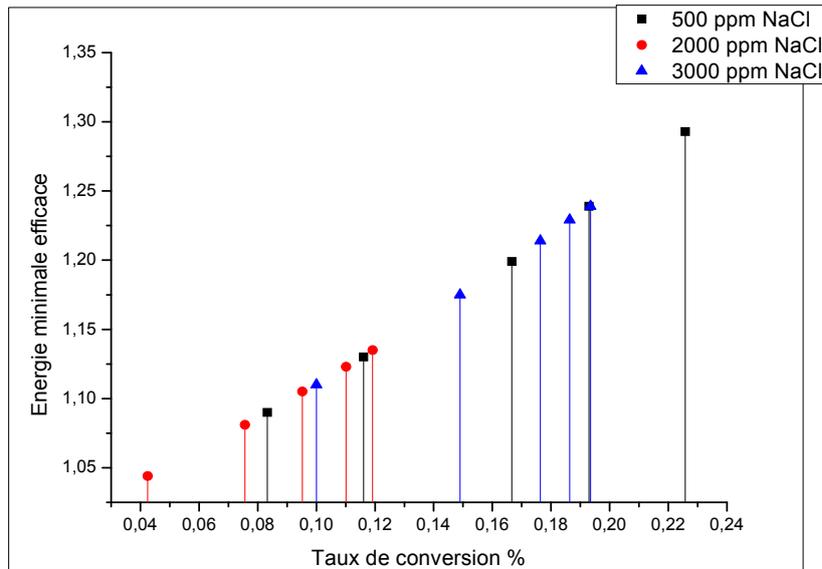
- Des performances de la membrane et du module.
- De l'efficacité de la pompe d'alimentation.
- Du dispositif de récupération de l'énergie.
- Des pertes liées à la conception du système.

Dans cette section, nous présentons une comparaison entre les deux procédés de dessalement des eaux saumâtres (batch et continu), selon le terme énergétique en utilisant des expressions théoriques (équations 2.14, 2.15).

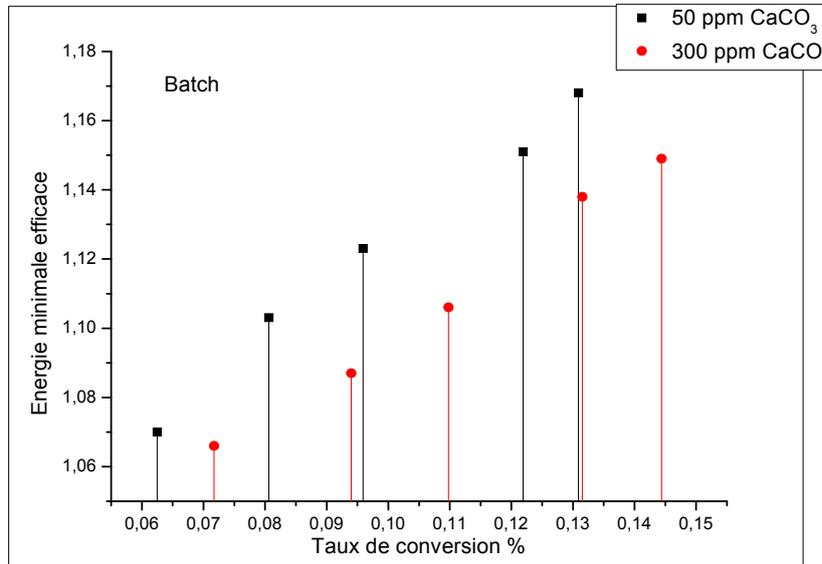
a. Cas de la configuration batch

Pour cette configuration, la solution du retentât (saumure) du module est recirculée en circuit fermé, où elle se mélange à la solution d'alimentation du système pour devenir la solution influente dans le système.

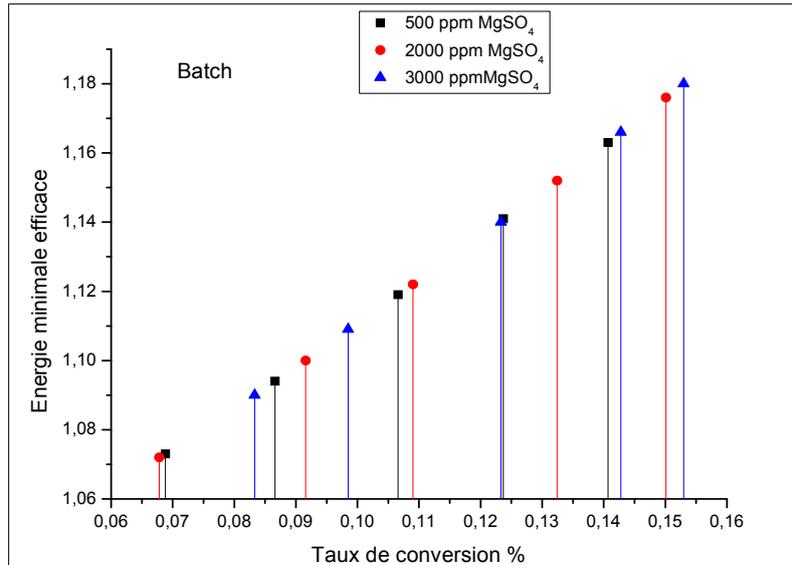
L'énergie minimale efficace dépend de la conversion Y et de la pression osmotique π_0 selon les équations 2.14 et 2.15 où, s'il y a une croissance du taux de conversion ou de la pression osmotique, on aura évidemment une augmentation de l'énergie consommée. Les figures 4.9 et 4.10 présentent l'évolution de l'énergie consommée en fonction de la conversion pour les deux configurations.



-a-



-b-



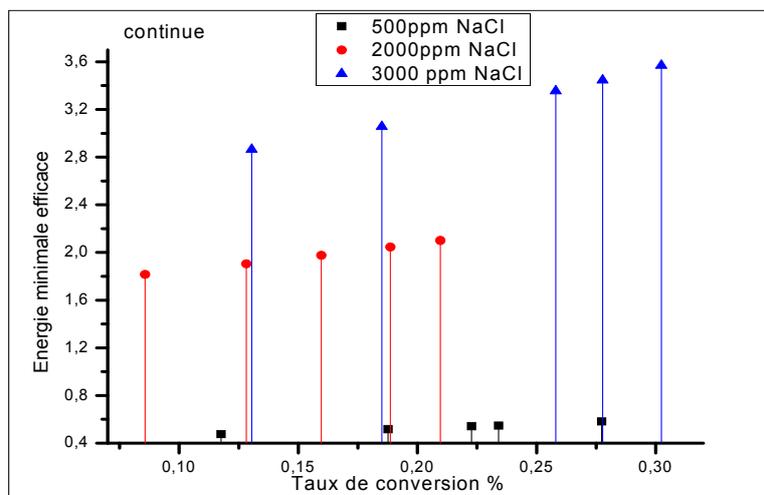
-C-

Figure 4.9 : L'évolution de l'énergie minimale efficace en fonction du taux de conversion -(la configuration batch).

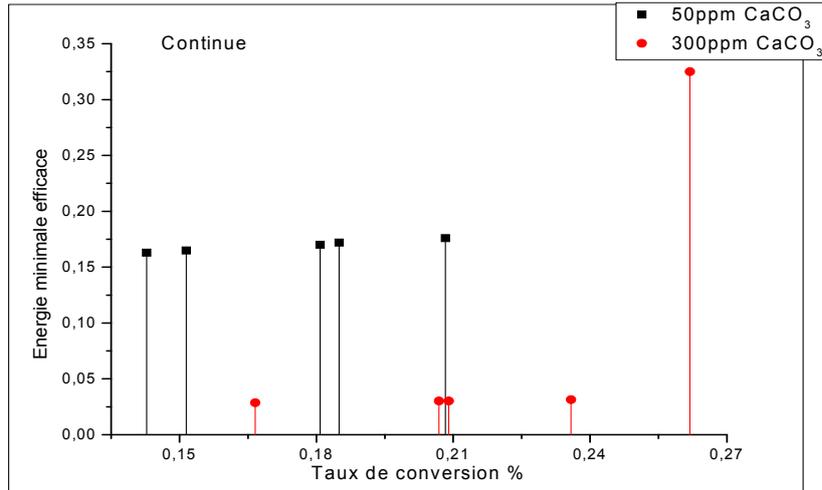
b. Cas de la configuration en continu

Pour les deux configurations, l'augmentation de l'énergie minimale efficace est liée à la concentration de la charge (gradient de concentration) donc de la pression osmotique, et à la conversion appliquée pour chaque cas (type de sels et concentration utilisée).

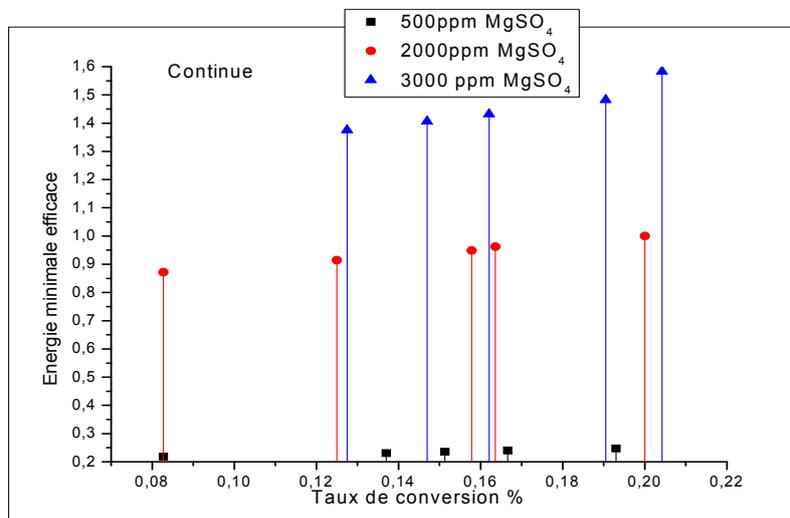
Nous constatons que les valeurs les plus élevées de l'énergie minimale efficace; correspondent au cas du NaCl.



-a-



-b-



-c-

Figure 4.10 : L'évolution de l'énergie minimale efficace en fonction du taux de conversion (la configuration en continu).

Il a été observé que, pour le mode batch, nous obtenons des énergies proches et régulières car la pression osmotique n'a pratiquement aucune influence sur la valeur de l'énergie pour la majorité des cas étudiés (l'augmentation de la conversion correspond toujours à une augmentation de la pression osmotique).

Par-contre dans le mode en continu, nous trouvons des variations significatives par rapport à la configuration précédente, cela peut être expliqué par : la pression osmotique qui restera toujours constante donc la variation est due à la perte de pression qui influe sur les valeurs de la conversion.

Nous signalons que les différents essais sont réalisés sur le pilote MP20; qui fonctionne en deux types de configurations (batch, et continu). Les différents essais sont réalisés avec les solutions synthétisées suivantes: eau-NaCl, eau- MgSO₄ et eau- CaCO₃. Les différentes concentrations adoptées sont: NaCl (500 ppm; 2000 ppm; 3000 ppm), MgSO₄(500ppm; 2000ppm; 3000ppm) et CaCO₃ (50 ppm; 300ppm).

Ainsi nous pouvons mentionner les avantages et les inconvénients de ces deux (02) configurations comme suit :

Pour le cas de la configuration batch nous citons les avantages suivants :

- C'est une configuration qui donne un volume de perméat relativement important et un temps de fonctionnement raisonnable.
- Pour le taux de rejection des sels, cette configuration peut donner un perméat d'une qualité significative.
- Elle permet de travailler avec de faibles valeurs de conversion, afin de diminuer le facteur de concentration de la polarisation.
- Sur le plan de la quantité de l'énergie consommée, cette configuration nous permet d'économiser d'énergie pour des cas des eau saumâtre à concentration élevée.

Pour le cas de la configuration continu, nous citons les inconvénients suivants :

- Pour une durée de fonctionnement courte, on obtient un faible volume de perméat (pour 100 l d'eau d'alimentation nous obtenons même pas un 15 l d'eau de perméat).
- Malgré qu'on travaille avec une concentration constante de l'eau d'alimentation, nous obtenons toujours un taux faible de rejection de sels. Cette configuration est marquée par un taux de rejection plus faible de 1% par rapport à la configuration batch.
- Cette configuration est caractérisée par un taux de conversion élevé, ce qui peut augmenter le facteur de polarisation de la concentration.

Malgré tous sa nous pouvons signalé que cette configuration permet d'économiser de l'énergie consommée lors du traitement des eaux saumâtres de faible salinité.

4.3 Détermination des performances de la membrane TW30-2540

Après avoir étudié les caractéristiques de chaque configuration (en termes de qualité de perméat, temps opératoire, consommation de l'énergie), nous pouvons conclure que seule la configuration batch qui peut donner de bons résultats selon les critères précités.

Dans cette section nous allons déterminer les performances de notre membrane (TW30-2540) en terme de: sélectivité, coefficient de transfert de mass et taux rejection des ions, tout en utilisant trois (03) eaux saumâtres naturelles issues de différentes régions de

l'Algérie: un (01) échantillon issu de la région de Sétif, et deux (02) autres issus de la région de Bouira. Les caractéristiques de ces eaux sont présentées dans le tableau 3.4.

4.3.1 Etude des conditions de prétraitement conventionnel

Pour pouvoir indiquer les conditions qui seront utilisées dans le prétraitement (concentrations à utilisées en coagulation / floculation), quelques tests sont effectués à l'aide d'un Jar-test numérique (JT-M6 DAIHAN Wise mix), pour diriger toutes les analyses. Un litre d'eau d'alimentation a été ajoutée à chaque bicher au cours du traitement.

Nous utilisons comme coagulant / floculant; le chlorure ferrique hexa-hydrate ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) et le polymère cationique (bentonite) de Bio-Chem/Chema-Pharma (Canada). Pour déterminer les concentrations optimales du coagulant/floculant, nous procédons selon la méthode expliquée au chapitre précédent.

Sur la figure 4.11; nous présentons la progression de la turbidité en fonction de la dose de coagulant.

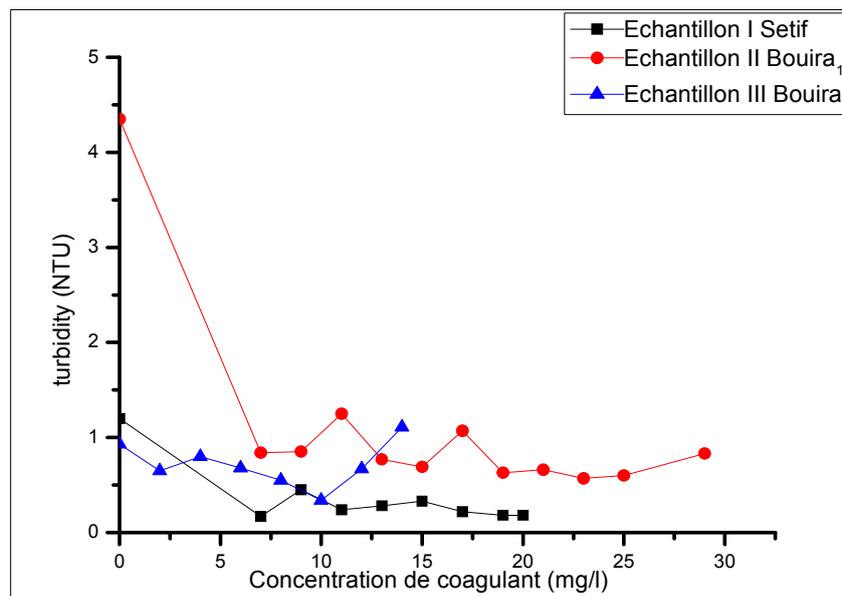


Figure 4.11 : La progression de la turbidité en fonction de la dose correspondante du coagulant (mg/l).

Après ces tests nous pouvons indiquer que les conditions optimales en fonction de la turbidité initiale pour chaque échantillon d'eau sont comme suit :

- L'échantillon I: 7 mg $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ + 0,2 mg bentonite.

- L'échantillon II : 23 mg $\text{FeCl}_3,6 \text{H}_2\text{O}$ + 1,1 mg bentonite.
- L'échantillon III: 10 mg $\text{FeCl}_3,6 \text{H}_2\text{O}$ + 0,7 mg bentonite.

4.3.2 Evolution du flux d'eau de permeat en fonction des différentes salinités

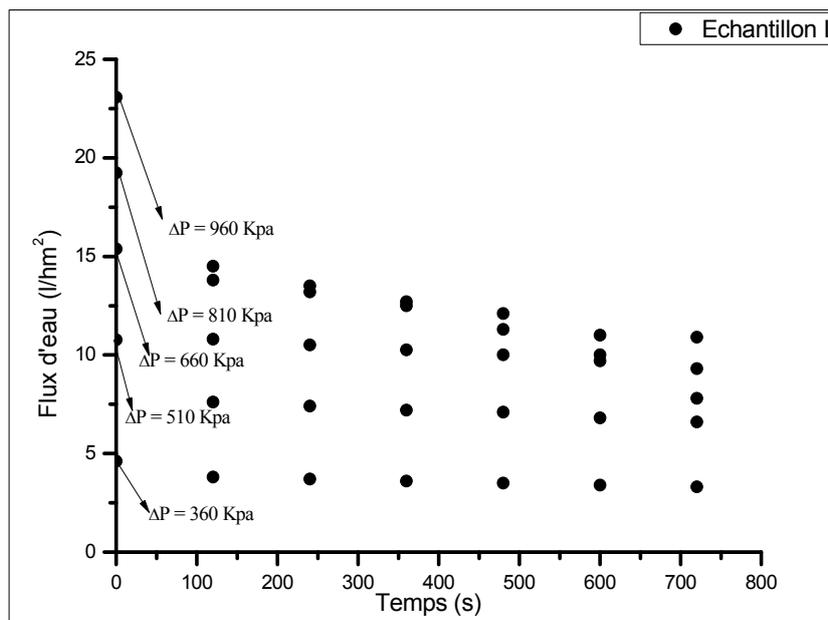
Les caractéristiques initiales de chaque échantillon sont indiquées sur le tableau (4.2).

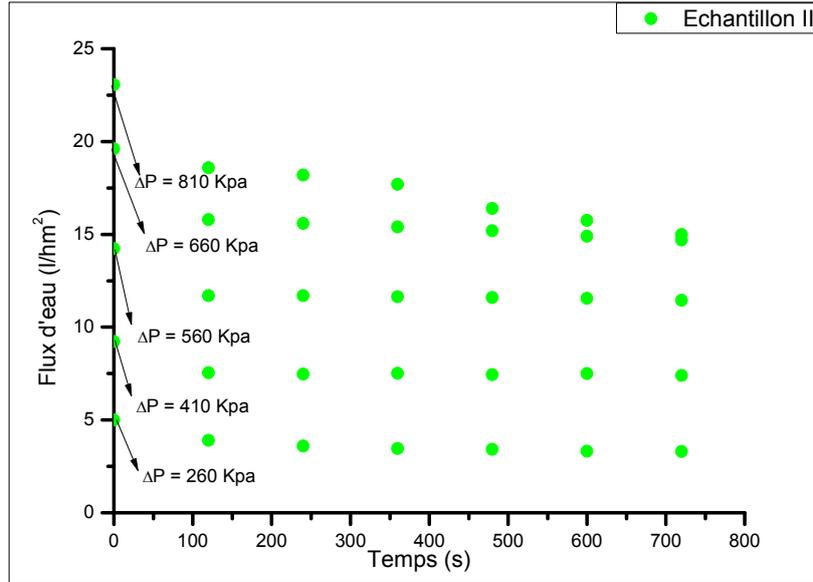
Tableau 4.2: Caractéristiques initiales des différents échantillons utilisés.

	Température (°C)	Conductivité électrique (mS/cm)	Pression osmotique (bar)	pH (-)
Échantillon I	17,3	6,42	2,85	7,75
Échantillon II	19	3,77	1,54	6,95
Échantillon III	19	4,65	1,97	7,05

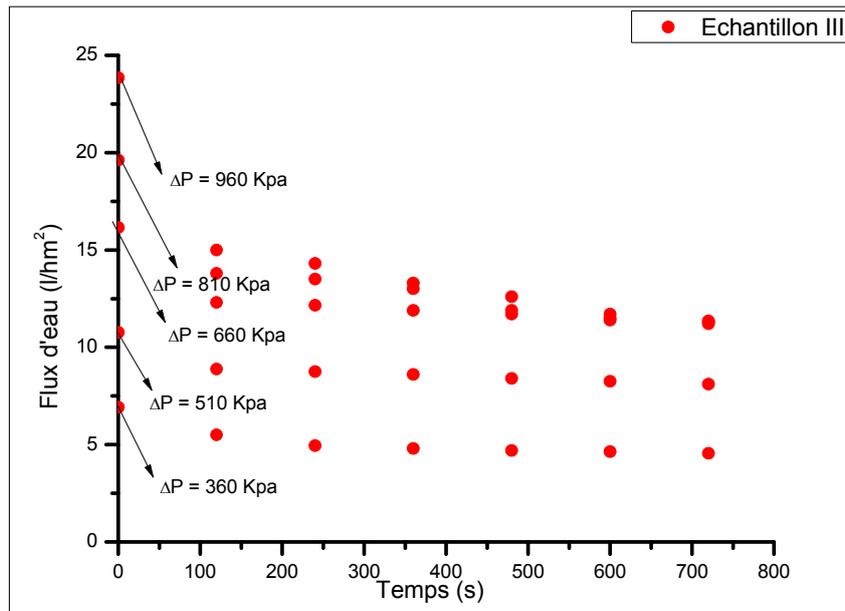
L'évolution du flux d'eau, pour les différentes eaux saumâtres que nous avons étudiées, en fonction de la pression opératoire et en fonction du temps lors du traitement par osmose inverse; est présentée sur la figure 4.12.

Sur les courbes 4.12; nous constatons d'une part augmentation du flux d'eau en fonction de l'augmentation de la pression opératoire, d'autre part une diminution du flux d'eau en fonction du temps, qui est due à l'effet de l'augmentation de la pression osmotique (engendrée par le mélange avec le retentât pour le cas de la configuration batch), ce qui confirme la théorie de l'osmose inverse (équation 2.1).





-b-



-c-

Figure 4.12 : L'évolution du flux de perméat durant le traitement par osmose inverse pour des différentes pressions opératoires et pour les différents types d'eau saumâtre.

4.3.3 Evolution du pH de l'eau de perméat

La structure chimique en polyamide aromatique du FT-30 est caractérisée par: une bonne stabilité, un degré élevé de résistance à la compression, une bonne résistance thermique et chimique, ainsi qu'une large plage de pH pour le fonctionnement. Bien qu'elle n'étant pas

complètement résistante à l'attaque du chlore, le FT-30 présente un degré de tolérance suffisant au chlore pour résister à une exposition accidentelle à ce produit chimique.

Dans cette section, nous allons discuter l'évolution du pH de l'eau de perméat durant le traitement par osmose inverse, et ce pour les différents types d'eaux saumâtres utilisés ($\text{pH}_{\text{Ech I}} = 7,75$, $\text{pH}_{\text{Ech II}} = 6,95$ et $\text{pH}_{\text{Ech III}} = 7,09$).

Selon la figure 4.13, nous constatons une diminution du pH de l'eau de perméat, qui accompagne l'augmentation de la pression transmembranaire, voir le tableau 4.3.

Tableau 4.3 : Evolution du pH en fonction du temps et de la pression opératoire.

	Echantillon I		Echantillon II		Echantillon III	
Temps (s)	00	720	00	720	00	720
Pression (Kpa)	285	960	154	840	198	960
pH	7,75	6,67	6,95	5,95	7,09	5,70

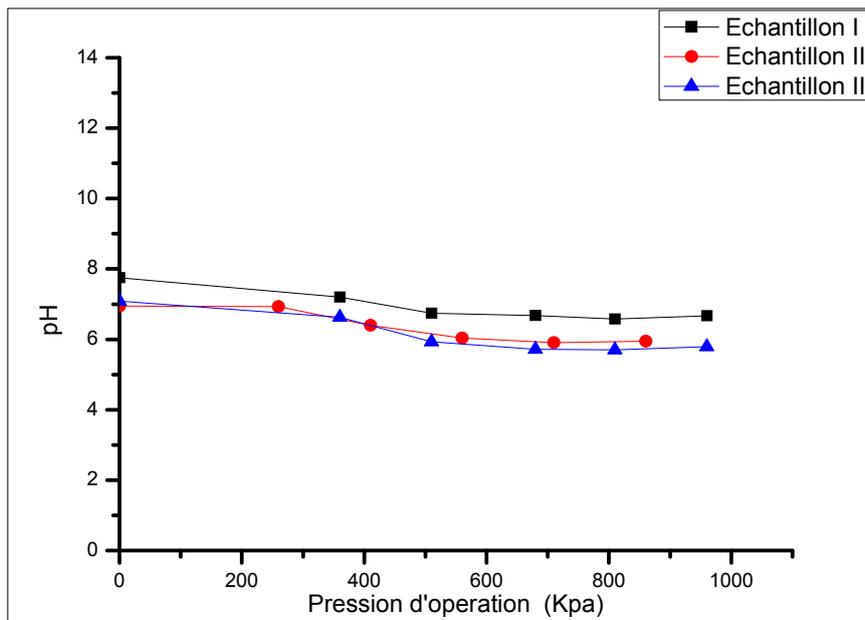
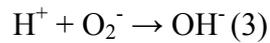
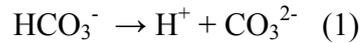


Figure 4.13 : Evolution du pH de perméat en fonction de la pression opératoire, pour les différentes eaux saumâtres utilisées.

Comme nous avons expliqué du cas de la surface membranaire FT30; il s'agit d'un matériau formé par une molécule saturée et stable, de sorte que la surface n'a aucun effet sur l'eau, sauf en cas de rejection des sels. La diminution du pH de l'eau de perméat est due à la force appliquée (pression transmembranaire) sur les sels existants. Parmi ces sels, nous avons

le HCO_3^- . La décomposition de l'ion bicarbonate se fait selon les trois (03) réactions suivantes:



La membrane d'osmose inverse ne peut pas éliminer les gaz, la libération des protons (réaction 1) est responsable de l'acidification de l'eau du perméat, ce qui confirme que la réaction (1) est plus favorisée dans notre cas.

4.3.4 Influence du débit de perméat sur le taux de conversion

L'évolution du taux de conversion (Y) durant le traitement de dessalement par osmose inverse est contrôlée par deux facteurs: le débit de perméat et le débit d'alimentation. Dans notre cas, nous travaillons avec un débit d'alimentation constant pour chaque pression opératoire, ce qui implique que le débit du perméat peut être modifié par l'effet de modification de la pression osmotique.

Avec la configuration batch, et pour les différentes eaux saumâtres utilisées, nous constatons:

i) Conformément à l'équation 2.7, la concentration du perméat (au niveau de la pression osmotique) augmente en fonction du temps par l'effet du concentrat (configuration batch). Cette augmentation étant due à une diminution du débit de perméat.

ii) La même évolution du taux de conversion en fonction du temps ; à chaque pression opératoire choisie, nous avons enregistré une diminution du taux de conversion. Pour passer d'une pression opératoire à une autre, nous devons modifier la valeur du débit d'alimentation; cette modification est obligatoire car on assiste à une augmentation du taux de conversion (Y). La figure 4.14 illustre l'évolution du taux de conversion en fonction du temps de fonctionnement.

- Pour toutes les eaux utilisées; la valeur du taux de conversion ne dépasse pas 10% pendant la durée de traitement, cela est expliqué par la caractéristique du pilote MP20 lui-même: le pilote est monté avec un seul module membranaire.

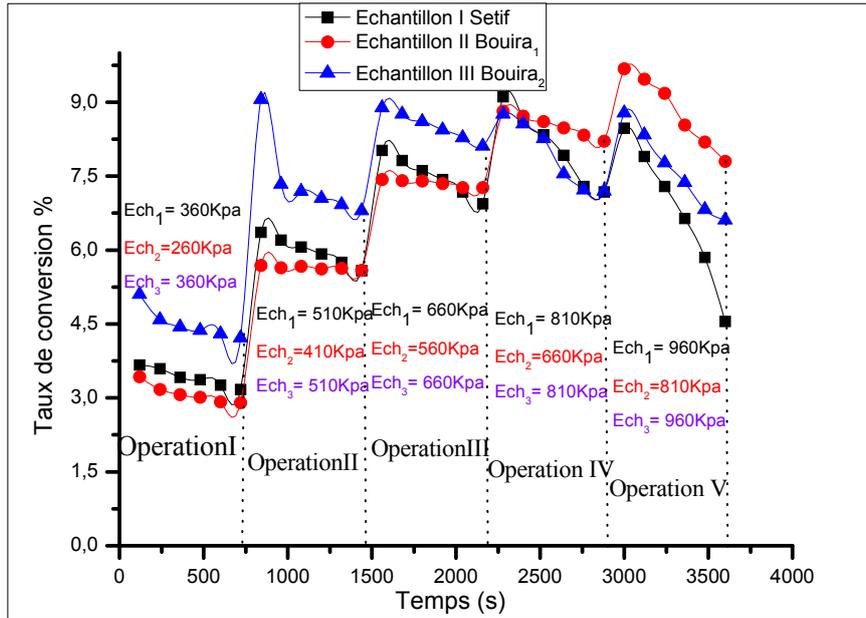


Figure 4.14 :L'évolution du taux de conversion en fonction de temps de fonctionnement pour chaque valeur de la pression opératoire.

4.3.5 Coefficient de transfert de masse

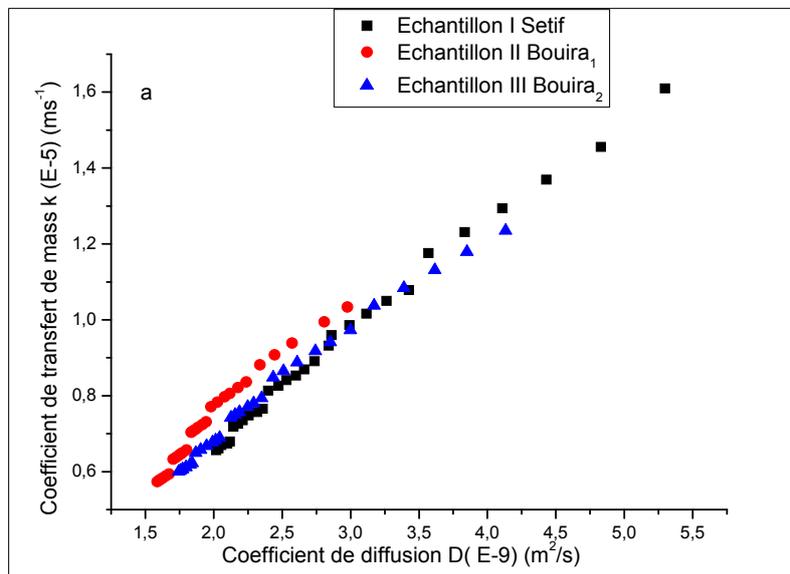
L'expression du coefficient de transfert de masse (k) dépend du régime d'écoulement à l'intérieur du module membranaire. Le changement de débit influe donc sur le régime et donc sur le coefficient de transfert de masse. Selon qu'il s'agit d'un écoulement laminaire ou turbulent: le modèle adopté pour expliquer le comportement de ce coefficient de transfert est celui de l'équation 2.9 ou l'équation 2.10 respectivement.

Le seul paramètre pouvant désigner le régime d'écoulement est le nombre adimensionnel de Reynolds (Re). Si $Re < 2000$ il s'agit d'un écoulement laminaire, sinon nous avons un écoulement turbulent. Pour notre étude, nous avons travaillé avec $Re < 2000$, ce qui confirme que l'écoulement dans le module membranaire est un écoulement laminaire (le coefficient de transfert de masse k a été calculé à l'aide des équations présentées en annexe A).

Les valeurs moyennes obtenues pour le coefficient de transfert de masse (k), et pour toutes les eaux utilisées, sont toutes très proche de 10^{-5} m/s; ce qui est similaire aux membranes BW30-2540 et XLE-2540 [104].

Les valeurs du coefficient de transfert de masse obtenues sont respectivement: $k_{Ech I} = 0,923.10^{-5}$ m/s, $k_{Ech II} = 0,7433.10^{-5}$ m/s et $k_{Ech III} = 0,821.10^{-5}$ m / s.

Le coefficient de transfert de masse obtenu (k) durant le traitement par osmose inverse a été comparé au coefficient de diffusion (D) ainsi qu'au temps de fonctionnement (t); comme le montre la figure 4.15 (a, b et c). D'après cette dernière; nous constatons une augmentation croissante du coefficient de transfert de masse (k) accompagnant l'augmentation du coefficient de diffusion (D). Nous constatons également une augmentation du coefficient de transfert de masse (k) en fonction du temps de fonctionnement ; en ce qui concerne l'évolution de coefficient de transfert de masse en fonction de flux d'eau nous remarquons que l'augmentation de flux d'eau de perméat liée a une augmentation des valeurs de coefficient de transfert de masse cela est expliqué par l'effet que les débit élevée améliore le transfert de masse.



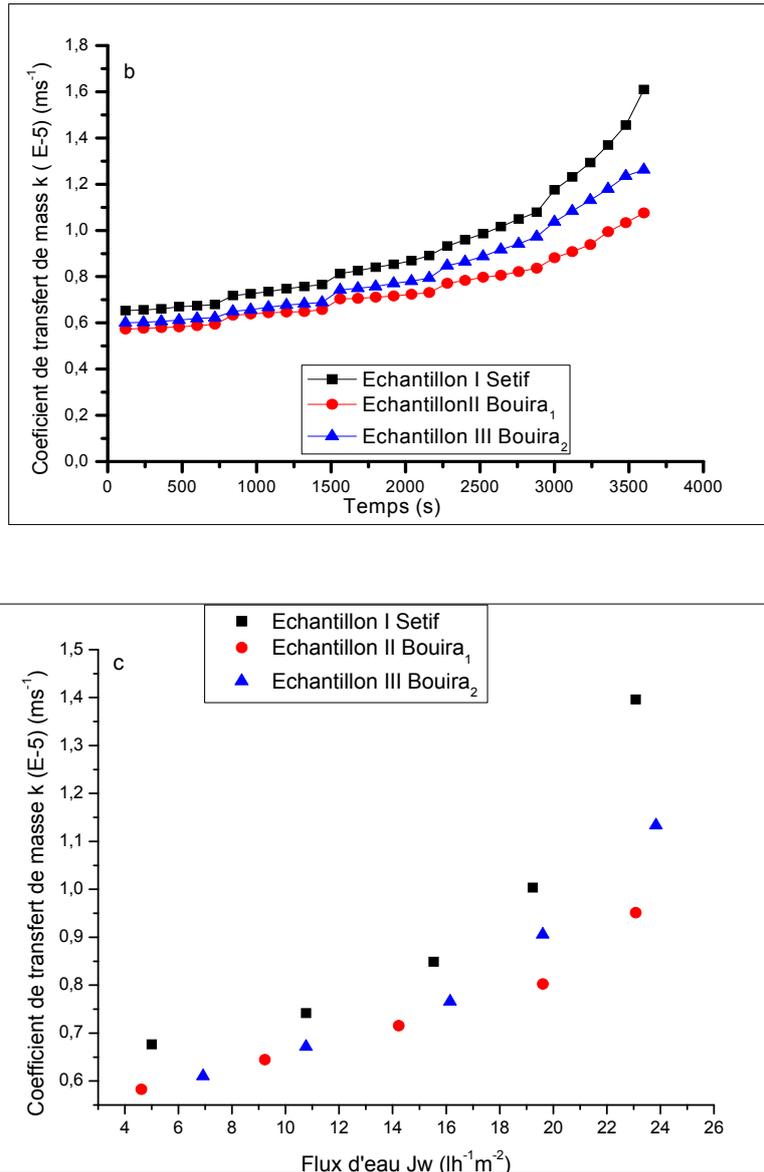
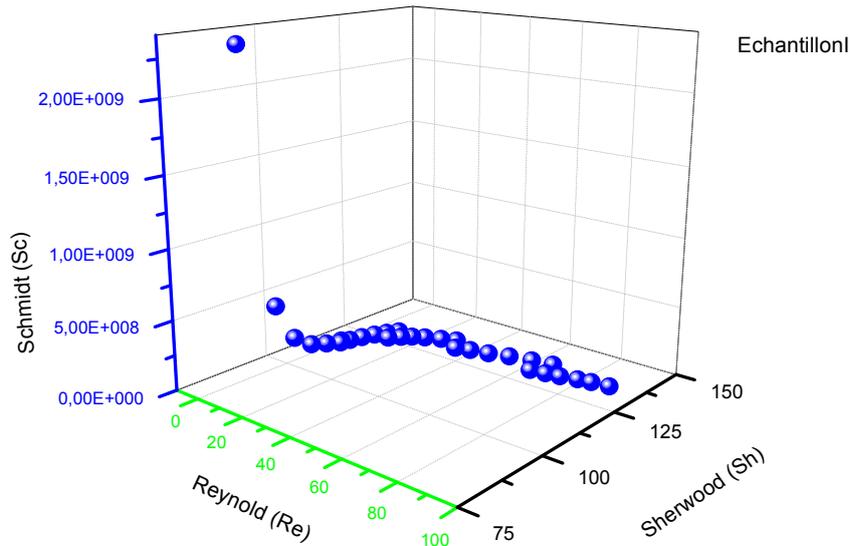


Figure 4.15 : L'évolution du coefficient de transfert de masse (k); (a): en fonction du coefficient de diffusion D , (b): durant le temps de fonctionnement ; (c): en fonction de flux d'eau.

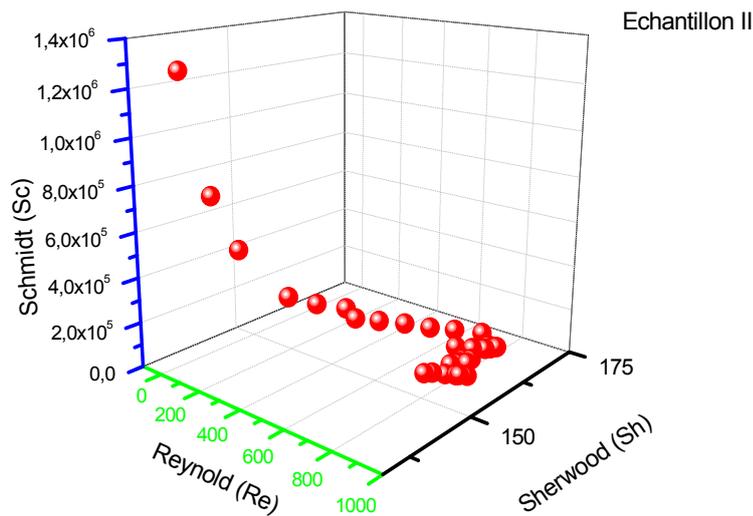
4.3.6 Corrélation de Sherwood

D'après le contexte théorique, le nombre de Sherwood est lié à deux paramètres dimensionnels: le nombre de Reynolds et le nombre de Schmidt. En plus, et comme nous avons déjà signalé; l'écoulement à l'intérieur du module membranaire est laminaire dans l'ensemble des cas étudiés, ce qui nous permet donc d'adopter le modèle de l'équation 2.11 pour exprimer le nombre de Sherwood.

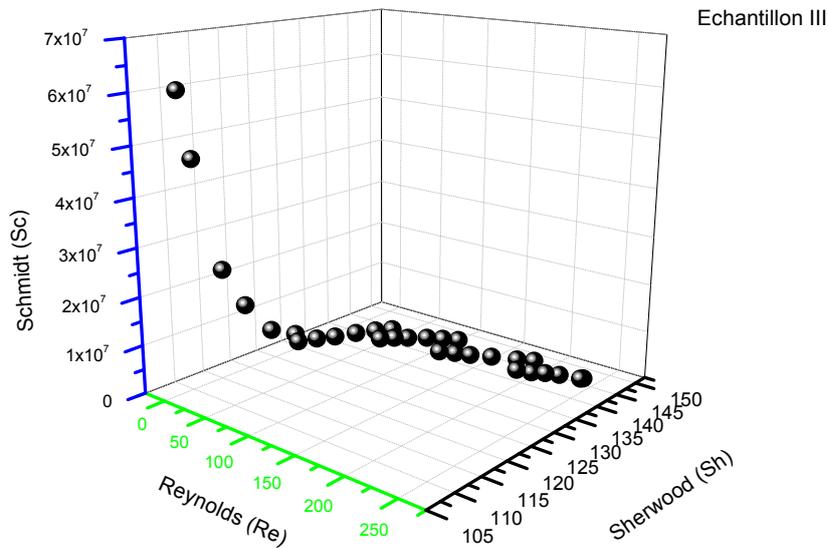
Sur la figure 4.16, nous avons montré l'évolution du nombre de Sherwood en fonction des nombres de Reynolds et de Schmidt. Sur cette figure, nous constatons une allure descendante du nombre de Sherwood accompagnée par une diminution du nombre de Reynolds pour toutes les eaux saumâtres choisies, ceci peut être expliqué par la faible vitesse d'alimentation (faible flux d'alimentation) due à la caractéristique de notre montage (pilote) MP20 (1 pass/1 étage).



-a-



-b-



-C-

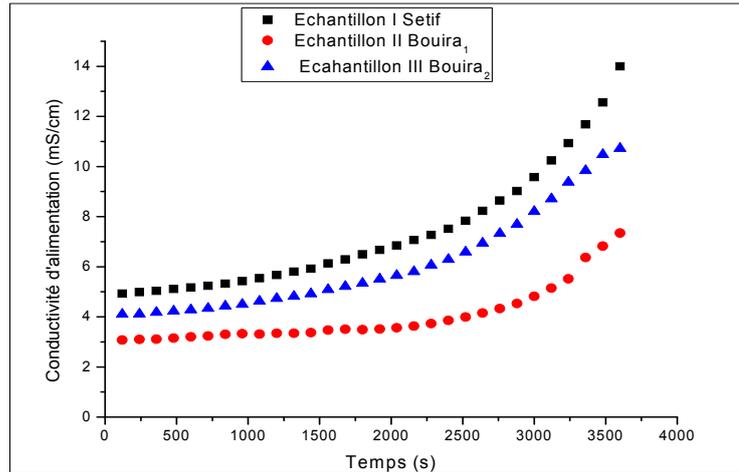
Figure 4.16 : L'évolution du nombre de Sherwood en fonction des nombres de Reynolds et de Schmidt.

4.4 Rejection des ions

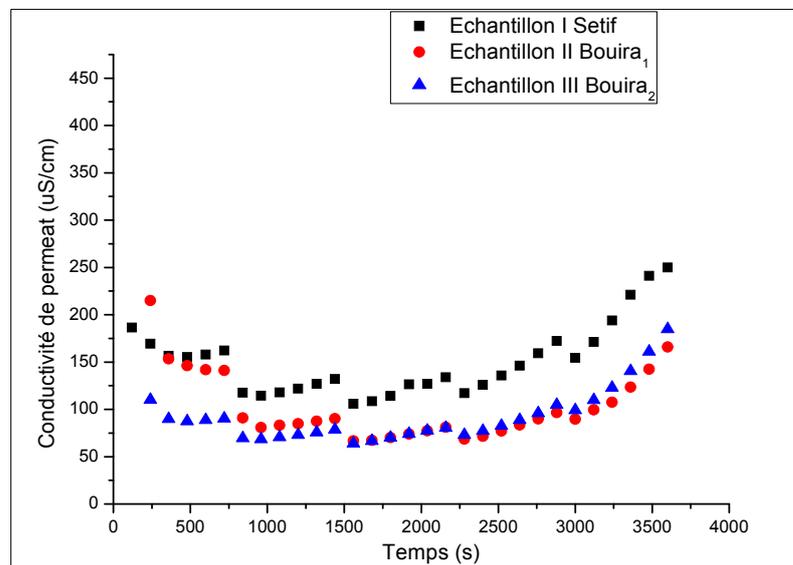
4.4.1 Rejection du TDS (total dissolved solids)

L'objectif principal du dessalement des eaux (saumâtres et de mer) par osmose inverse est d'éliminer le maximum des sels pour obtenir une eau répondant aux critères d'utilisation.

Dans cette partie aussi, nous avons considéré les trois (03) eaux naturelles saumâtres décrites précédemment, pour étudier l'évolution de la conductivité (de l'eau de l'alimentation et du perméat) en fonction de la pressions transmembranaire, et ce pendant 3600 secondes de fonctionnement. Chaque valeur de la pression opératoire est testée pendant un temps de 720 secondes; à l'aide de l'instrument :Endress + Hauser. La figure 4.17 montre l'évolution de la conductivité de l'eau (de l'alimentation et du perméat) durant le temps de fonctionnement.



-a-



-b-

Figure 4.17 : Evolution de la conductivité de l'eau durant le temps de fonctionnement pour des pression d'opération compris entre (260 kpa-960kpa).

La plupart des réglementations relatives à l'eau potable dans le monde; fixe la limite de tolérance de la concentration en TDS à 500 mg/l. Le taux de rejection de TDS pour notre pilote de dessalement à membrane d'osmose inverse, est calculé selon l'équation 2.8 la mesure des valeurs initiales de la TDS pour les eaux naturelles saumâtres choisies I, II et III donne les valeurs suivantes: 3852, 2262 et 2790 mg/l respectivement. Ces dernières valeurs montre bien que les eaux choisies sont évidemment saumâtres (TDS < 5000 mg/l).

La figure 4.18 présente l'évolution du taux de rejection de TDS durant le temps de fonctionnement (dessalement pendant 3600s). Il est à constater que pour les différents débits

d'alimentation appliqués; des taux élevés de rejection de TDS accompagnent toujours les débits élevés; cela s'explique par le fait que les débits d'alimentation élevés améliorent le transfert de masse : des débits élevés donnent des vitesses élevées ce qui augmentent les nombres de Reynolds, et par conséquent augmentent les nombres de Sherwood, et donc augmentent les coefficients de transfert de masse.

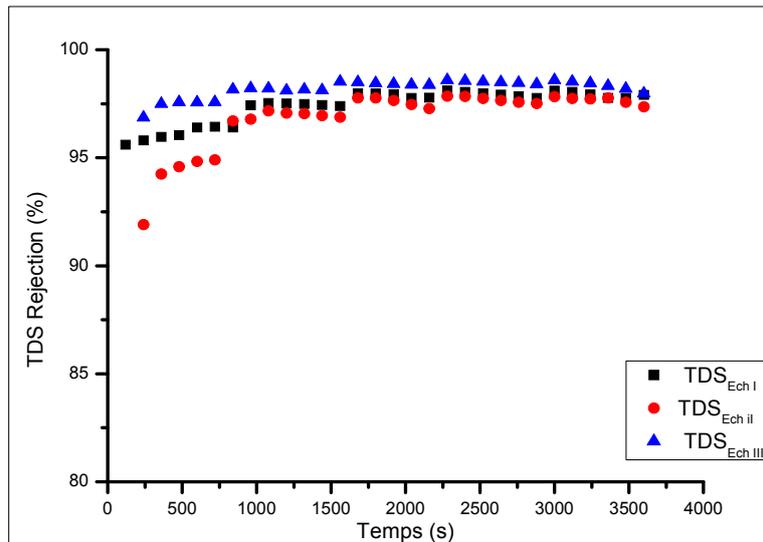
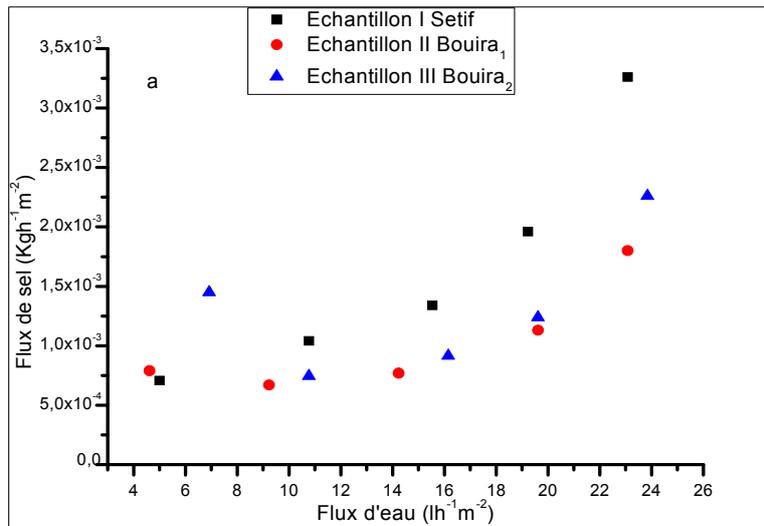


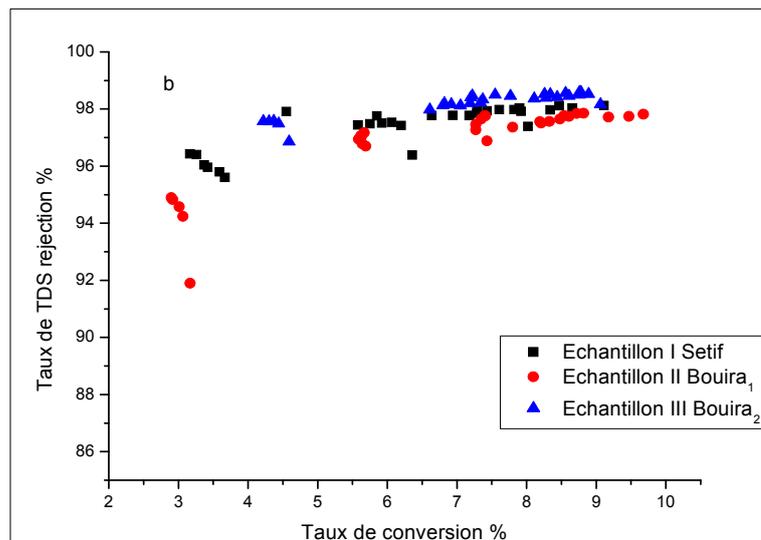
Figure 4.18: L'évolution du taux de rejection de TDS pendant le temps de fonctionnement.

En ce qui concerne l'évolution du taux de rejection de TDS en fonction du taux de conversion, comme la montre la Figure 4.19 (b), nous constatons que l'augmentation du débit de perméat est liée à l'augmentation du taux de conversion, ce qui permet d'avoir une augmentation du taux de rejection de TDS. Cela est expliqué aisément par la combinaison des deux équations (2.8) et (2.5).

La Figure 4.19 (a) présente l'évolution du flux d'eau en fonction du flux de sel pour les différentes eaux saumâtres utilisées; nous remarquons que nous avons une allure ascendante du flux d'eau en fonction du flux de sel; ce qui est parfaitement conforme avec l'équation 2.5 qui stipule que l'augmentation de la concentration de perméat implique une augmentation du flux de sel.



-a-



-b-

Figure 4.19 : (a): L'évolution du flux de sels en fonction du flux d'eau, (b): L'évolution du taux de rejection de TDS en fonction du taux de conversion.

4.4.2 La perméabilité aux sels (B)

Après avoir calculé les perméabilités de la membrane TW30-2540 à l'eau et aux sels; les valeurs trouvées sont les suivantes:

Perméabilité de la membrane à l'eau: $L_p = 8,30 \cdot 10^{-12} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$

Perméabilité de la membrane aux sels: $B = 4,19 \cdot 10^{-12} \text{ ms}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$.

A l'aide des analyses ioniques, nous concentrons dans cette section sur le passage ionique des sels durant l'opération d'osmose inverse.

Le modèle de l'équation 2.16 stipule que le passage des sels à travers la membrane dépend de la conversion. Selon la figure 4.20, les valeurs de B sont dans l'ensemble limitées dans l'intervalle de [0-0,35]. En ce qui concerne les ions qui forment le principal sel des eaux naturelles (il s'agit de NaCl, les ions correspondants sont: Na^+ et Cl^-); les valeurs de B sont limitées dans la gamme de [0-0,05]. Ces deux (02) derniers ions sont les plus rejetés donc par la membrane. Nous constatons aussi qu'il est tout à fait le contraire pour les ions de potassium (K^+) et de sulfate (SO_4^{2-}) qui sont les plus favorisés à passer à travers la membrane; leurs valeurs de B se situent dans l'intervalle de [0,15-0,35].

Il est convenable donc de conclure que les membranes d'osmose inverse sont plus efficaces à séparer les mono ions tels que (Na^+) et (Cl^-).

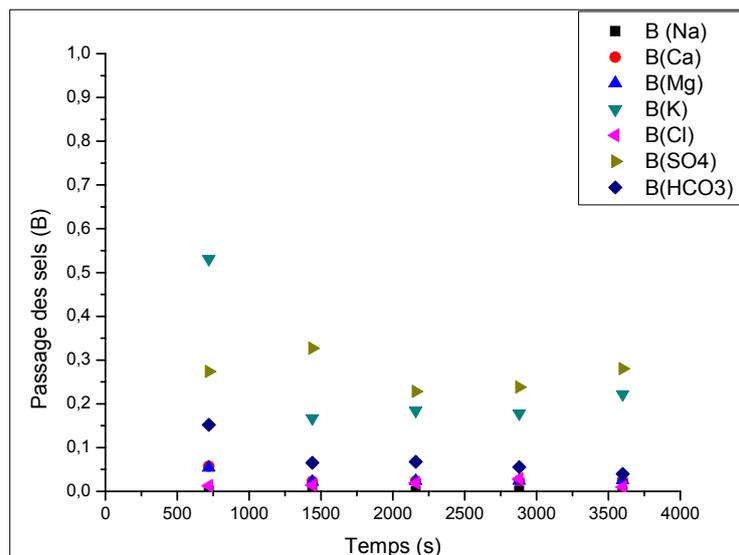


Figure 4.20 : Évolution du passage des ions en fonction de temps de fonctionnement.

5.4.3 Performance de la membrane TW30-2540 en terme de la rejection ionique

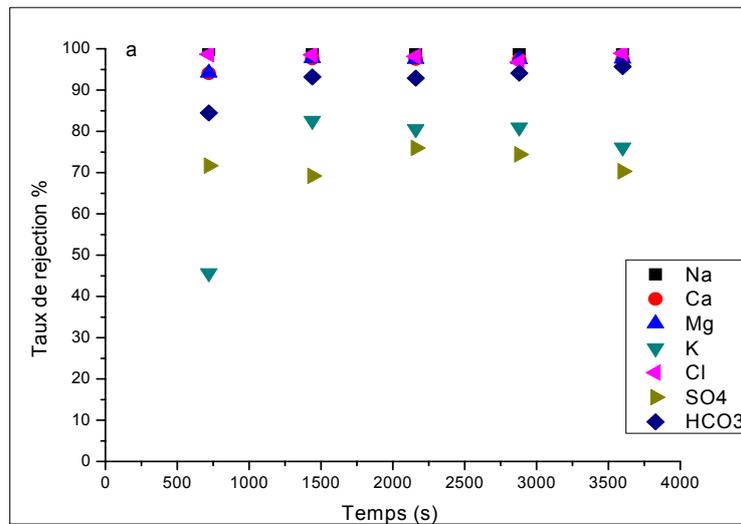
Selon les caractéristiques notées par le fabricant de la membrane TW30-2540 (Dow Chemical Company), le taux de rejection du sel NaCl est de 99,5%. Le calcul des taux de rejection des différents ions d'après la théorie d'osmose inverse (modèle de l'équation 2.8), nous permet de présenter les résultats sur la figure 4.21 et sur le tableau 4.4

Cela nous permet de classer les ions en fonction de leur valeur de taux de rejection comme suit: sodium > chlorure > magnésium > calcium > bicarbonate > potassium > sulfate.

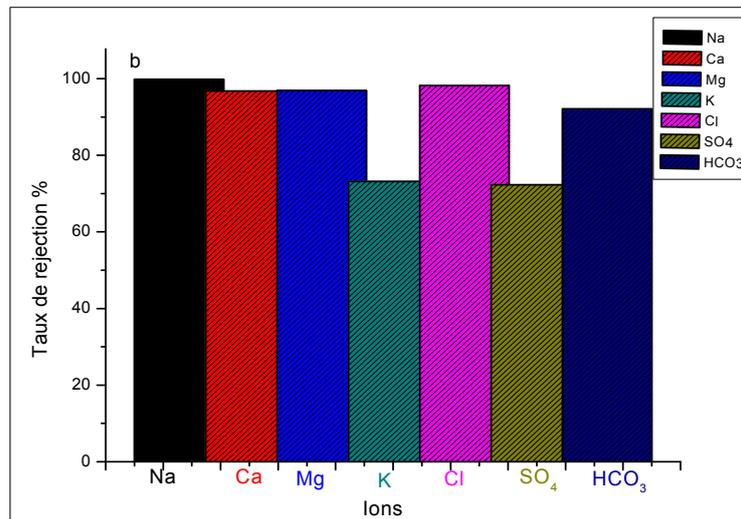
Tableau 4.4 : Valeurs du taux de rejection des différents ions.

Ions	Sodium	Chlorure	Magnesium	Calcium	Bicarbonate	Potassium	Sulfate
Taux de Rejection%	99,8	98,21	96,88	96,77	92,07	73,17	72,29

La faible valeur du taux de rejection pour le cas de l'ion du potassium (pourtant c'est un ion monovalent) peut être expliquée par: sa faible concentration initiale en plus du caractère intrinsèque de la membrane.



-a-



-b-

Figure 4.21 : Évolution du taux de rejection pour chaque ion durant le temps de fonctionnement.

4.5 Simulation sur le logiciel ROSA

Cette section est réservée à la simulation du dessalement des eaux saumâtres choisies par la membrane du pilote MP20 en configuration batch, et ce en utilisant le logiciel ROSA.

Le travail de simulation sur ROSA consiste à faire varier la pression opératoire (avec les mêmes valeurs utilisées en expérimentation) et calculer les principaux paramètres : débit de perméat, conversion et TDS du perméat; et ce pour les différentes eaux saumâtres choisies (I, II, III).

Les résultats de la simulation sont reportés sur le tableau 4.4, et afin de pouvoir comparer les résultats de la simulation à ceux de l'expérimentation; nous reportons ces derniers sur le même tableau.

Dans ce qui suit, nous allons étudié et discuté les résultats de simulation obtenus. En plus, nous allons ainsi comparer les résultats, et discuter la fiabilité du logiciel de simulation, car il est conçu par la même compagnie fabricant de la membrane.

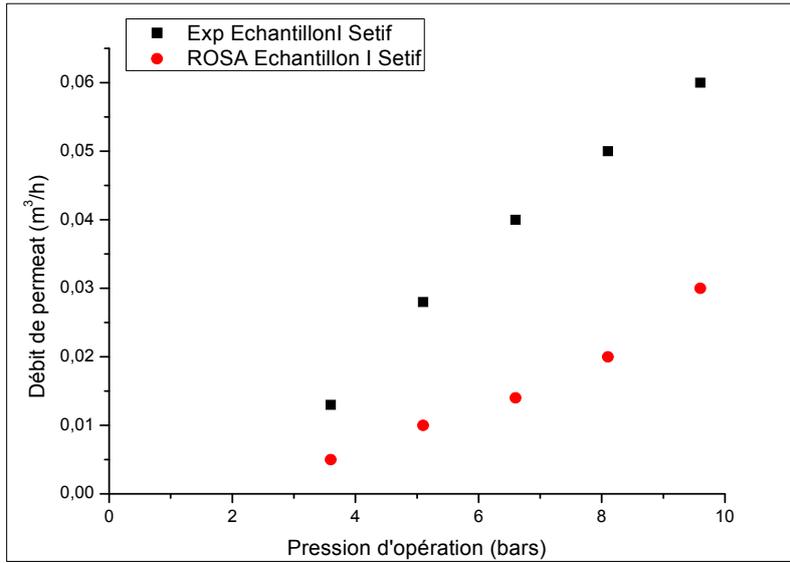
4.5.1 Effet de la pression opératoire sur le débit de perméat

D'après les valeurs issues de la simulation et reportées sur le tableau 4.5; nous avons tracé la courbe de l'évolution du débit de perméat en fonction de la pression opératoire, voir la figure 4.22. Cette courbe nous a permis de constater l'allure ascendante du débit de perméat accompagnée de l'augmentation de la pression opératoire; cela est vrai aussi pour les essais d'expérimentation comme nous avons déjà annoncé. Tout cela est conformément à la théorie de l'osmose inverse spécialement l'équation 2.1.

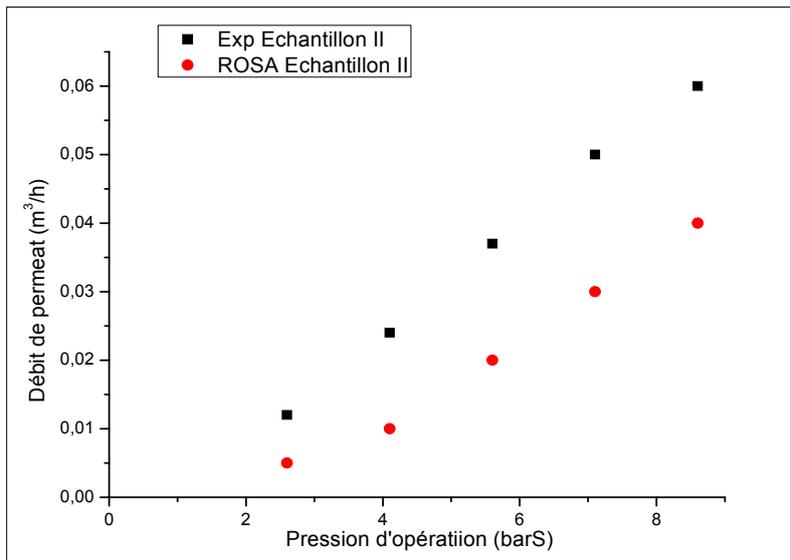
Il est à constater aussi que les valeurs obtenues par simulation sont plus faibles que la réalité (plus faibles que les valeurs obtenues expérimentalement); cela peut être expliqué par la nouveauté du pilote (récemment fabriqué et installé). le logiciel ROSA considère que la membrane n'est pas tellement neuve. dans ce cadre; le logiciel sous-estime les valeurs de débit de perméat par l'introduction de: i) facteur d'encrassement F (la valeur standard de ROSA est $F=0,85$), ii) et facteur de correction de la température TCF selon que la température est supérieure ou inférieure à 25 °C (voir les équations 2.17, 2.18: pour $T>25\text{ °C}$ nous aurons $TCF>1$, et pour $T<25\text{ °C}$ nous aurons $TCF<1$); dans ce cadre, et pour notre cas; nous avons travaillé avec des températures inférieures à 25 °C donc la valeur de TCF est inférieure à l'unité. Enfin nous jugeons que ces deux facteurs (F et TCF) sont les responsables de la sous estimations des valeurs par le logiciel ROSA.

Tableau 4.5 : Comparaison des différents paramètres: résultats expérimentaux (pilote MP20) et résultats de simulation (logiciel ROSA).

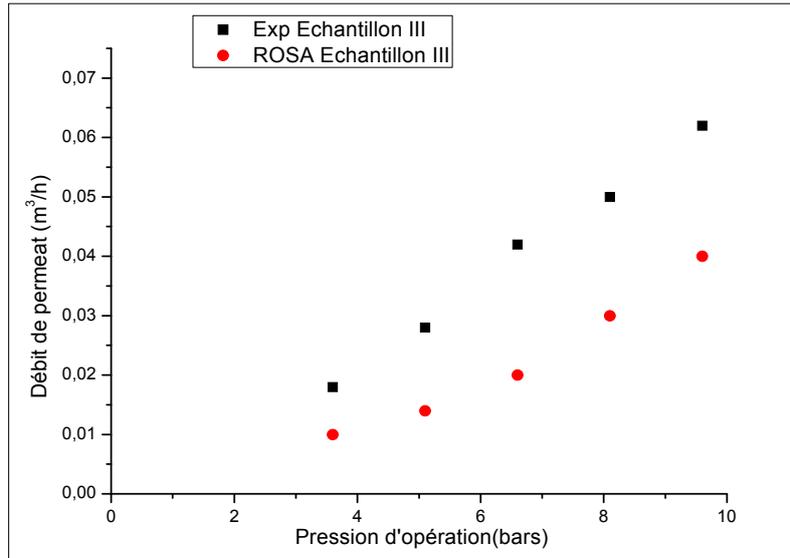
		Echantillon I					Echantillon II					Echantillon III				
Préssion Opératoire Δp (bar)		3,6	5,1	6,6	8,1	9,6	2,6	4,1	5,6	7,1	8,6	3,6	5,1	6,6	8,1	9,6
Débit de Perméat Q_p (l/h)	Pilot	13	28	40	50	60	12	24	37	50	60	18	28	42	50	62
	ROSA	5	10	14	20	30	5	10	20	30	40	10	14	20	30	40
Taux de conversio nY (%)	Pilot	4,81	9,03	11,43	12,65	13,48	4,06	6,95	9,02	10,63	12	6,42	9,03	11,66	12,19	13,93
	ROSA	0,44	2,12	4,27	5,97	7,23	1,08	3,65	5,51	6,99	8,43	1,86	4,67	6,74	8,22	9,57
TDS de Perméate (mg/L)	Pilot	135,116	90,82	102,52	81,43	74,68	111,553	78,47	83,49	132,37	74,13	143,57	106,24	93,78	103,41	77,34
	ROSA	1112,35	250,62	117,66	77,81	58,98	278,48	78,84	446,37	33,68	27,05	238,62	94,02	59,02	44,27	35,94



-a-



-b-

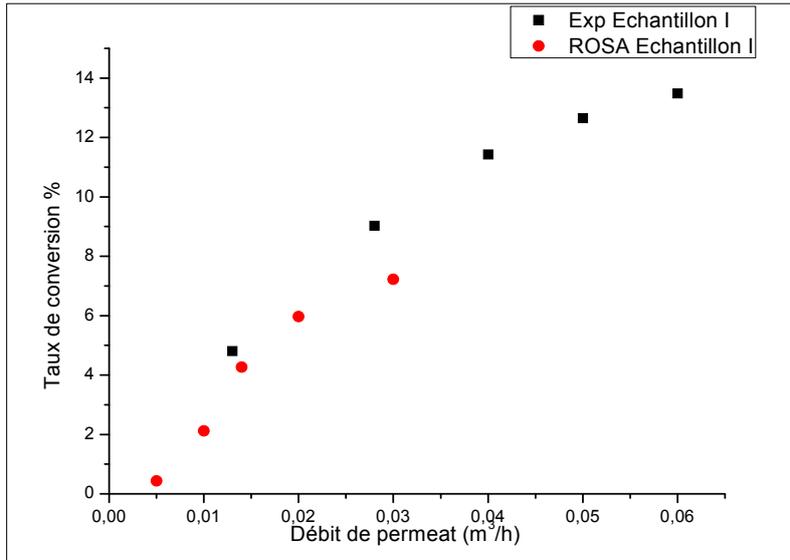


-C-

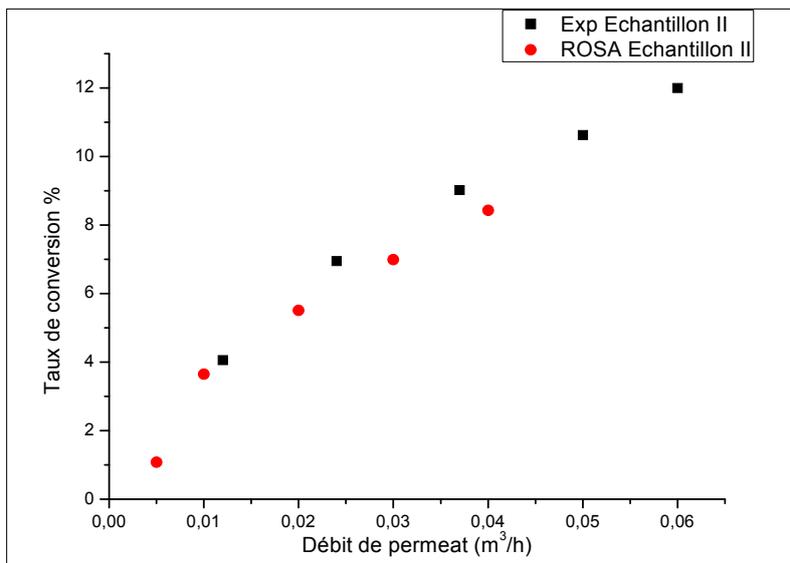
Figure 4.22 : Évolution du débit de perméat en fonction de la pression opératoire (Simulation ROSA).

4.5.2 Effet du débit de perméat sur le taux de conversion

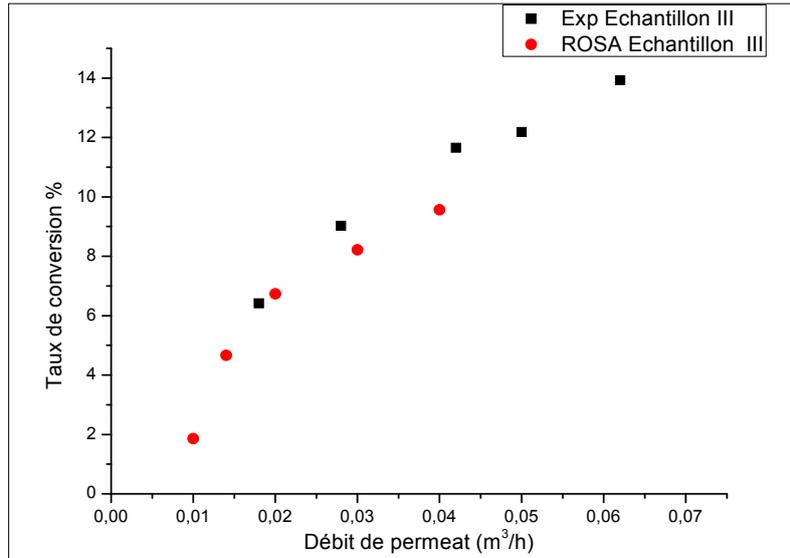
Nous remarquons aussi selon les résultats de simulation sur ROSA (voir la figure 4.23 et le tableau 4.4) que l'augmentation du taux de conversion accompagne toujours l'augmentation du débit de perméat et ceci est valable pour les différentes eaux choisies (I, II et III). Il est à constater aussi que: pour une variation de la pression opératoire de 3,6 à 9,6 bars; la conversion mesurée expérimentalement varie de 4,81 à 13,92%, et la conversion simulée par ROSA varie de 0,44 à 9,57%. La conversion simulée est toujours sous-estimée par rapport à la conversion mesurée; cette chose est évidente car la conversion est liée toujours au débit de perméat, et par conséquent si ce dernier est sous-estimé par ROSA, l'autre sera sous-estimée forcément: donc c'est l'effet toujours du facteur d'encrassement et du facteur de correction de température comme nous avons expliqué précédemment (voir la section précédente).



-a-



-b-



-C-

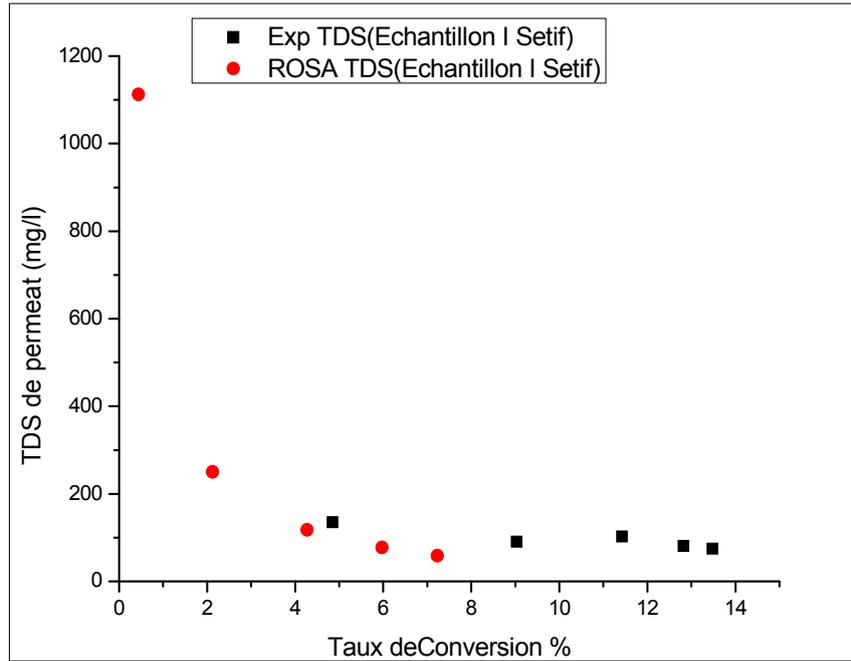
Figure 4.23 : Évolution du taux de conversion en fonction du débit de perméat (Simulation ROSA).

4.5.3 Effet du taux de conversion sur la qualité de perméat

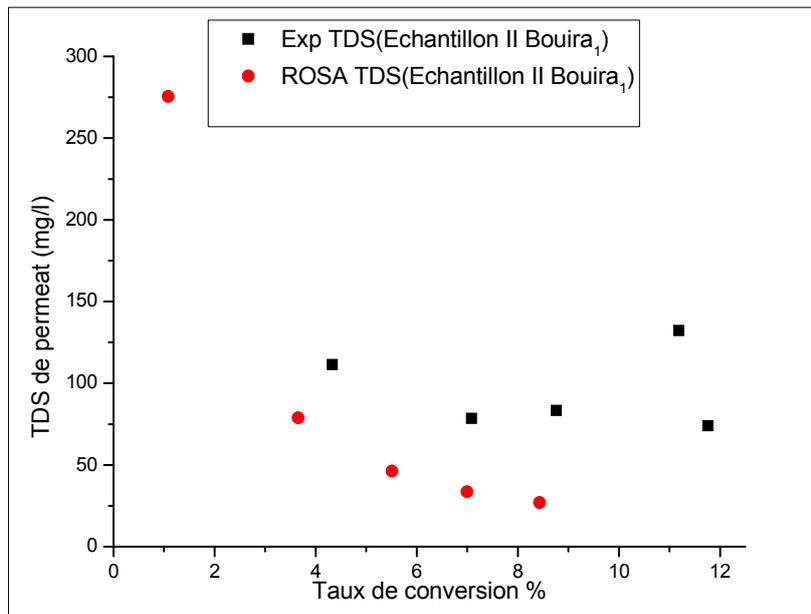
Nous considérons ici que le paramètre qualifiant la qualité du perméat est son TDS. Nous notons aussi que la mesure de la TDS initiale des différentes eaux choisies (I, II et III) donne les valeurs suivantes: 3852 mg/l, 2262 mg/l et 2790 mg/l respectivement.

D'après la figure 4.24, nous constatons que la diminution de la TDS du perméat accompagne toujours l'augmentation du taux de conversion; ceci est valable pour les résultats de simulation et pour ceux de l'expérimentation. Nous ajoutons aussi que cela est complètement conforme avec la théorie de l'osmose inverse (équations 2.5, 2.6 et 2.7).

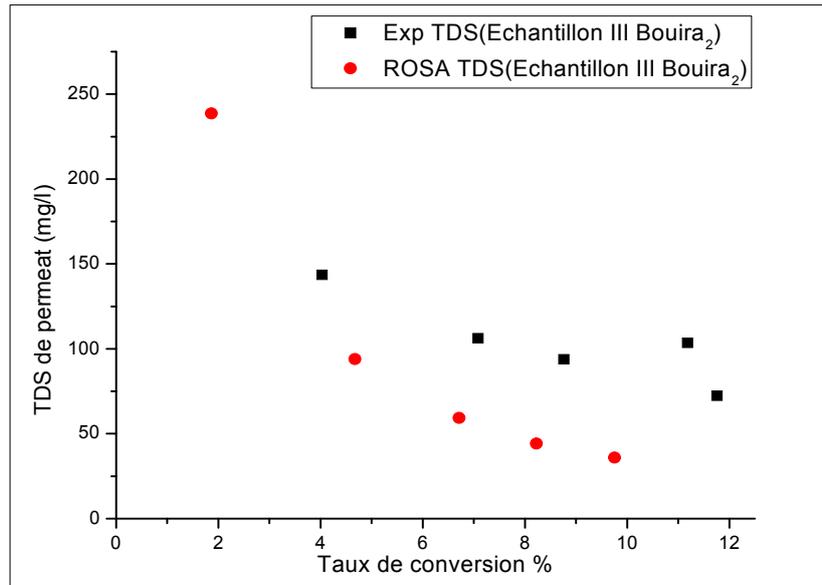
Nous pouvons aussi remarquer que les valeurs de TDS issues de la simulation sont sur estimées par rapport à la réalité (par rapport aux résultats obtenus expérimentalement), pour cela nous avons deux explications: i) les débits de perméat sont sous-estimés par ROSA ce qui entraîne une sur-estimation des concentrations de perméat conformément à la théorie (équation 2.5), ii) les résultats de simulation correspondent à la configuration batch; ce qui entraîne une augmentation instantanée de la pression osmotique durant le traitement.



-a-



-b-



-C-

Figure 4.24 : Evolution de la TDS du permeat en fonction du taux de conversion (Simulation ROSA).

Conclusion générale & Perspectives

Notre travail est axé autour de la membrane commerciale de type TW30-2540 fabriquée par DOW Chemical Company. Cette membrane présente certaines originalités, elle est aussi parmi les moins coûteuses dans sa gamme ; en plus de sa disponibilité relative sur le marché.

Les échantillons d'eaux saumâtres étudiés ont été pris dans deux régions (Bouira et Setif). Le choix de ces régions est justifié par la caractéristique essentiellement agricole donc une grande demande en eau et une masse de population importante (donc nécessité de répondre à ces besoins en matière d'eau). Les eaux de ces deux régions en certains points sont caractérisées aussi par une salinité relativement élevée engendrant des problèmes pour l'approvisionnement en eau).

Dans le cadre de la caractérisation de notre membrane ; nous avons commencé par la détermination des caractéristiques hydrodynamiques (la perméabilité à l'eau pure L_p et la perméabilité aux sels B). Dans ce cadre nous avons obtenu les résultats suivants :

$$L_p = 8,3 \cdot 10^{-12} \text{ ms}^{-1} \cdot \text{pa}^{-1} \text{ et } B = 4,19 \cdot 10^{-12} \text{ m.s}^{-1} \cdot \text{pa}^{-1}.$$

Par comparaison avec d'autres membranes tirées des littératures (les membranes : BW30-2540 et XLE-2540) ; notre membrane présente une faible perméabilité à l'eau par rapport aux deux membranes de littérature. En plus ; notre membrane présente une perméabilité aux sels presque identique à la perméabilité aux sels de la membrane BW30-2540.

Concernant l'étude des configurations de dessalement (à l'échelle de laboratoire) : la configuration batch s'avère la plus efficace pour obtenir les meilleures performances de la membrane.

Concernant l'étude des performances : l'étape préliminaire pour déterminer les performances de la membrane d'osmose inverse est basée sur le pouvoir d'élimination de la conductivité : pour notre cas, la membrane TW30-2540 avait un taux de rejection maximal de 98% (pour tous les types d'eau d'alimentation que nous avons pris) : lorsque la pression de fonctionnement atteint $9 \cdot 10^5$ Pa. Notons que dans cette phase ; la majorité des ions présents dans l'eau d'alimentation sont rétractés par cette membrane.

L'étude des performances de la membrane a été conduite avec des eaux saumâtres naturelles ; où nous avons choisi sept (07) ions (quatre cations et trois anions) pour former les sels majeurs.

Les taux maximaux de rejets des ions par notre membrane sont ceux correspondant au sodium et au chlorure (qui sont les principaux responsables de la salinité de l'eau). Les ions divalents (qui sont caractérisés par des diffusivités élevées) sont caractérisés par des taux de rejet minimaux ; ce qui confirme que les membranes d'osmose inverse sont plus fiables pour séparer les ions monovalents par rapport aux ions divalents.

Selon le taux de rejet du sel de chlorure de sodium ; nous avons trouvé que la valeur maximale du taux de rejet est de 99,05%, alors que le fabricant annonce une valeur maximale de 99,5%.

L'étude de simulation du dessalement de l'eau saumâtre avec le pilote MP20 sur le logicielle ROSA ; nous a permis de tirer les remarques suivantes :

- ROSA Software, ne peut pas simuler le dessalement de l'eau saumâtre en configuration batch.
- Les performances de la membrane obtenues par simulation via ROSA ; sont plus faibles par rapport à celles obtenues expérimentalement au laboratoire : ceci peut être expliqué par les facteurs de corrélation (encrassement et température).

Pour limiter la polarisation de la concentration, nous avons travaillé avec des faibles valeurs de taux de conversion ; il est à signaler que nous avons travaillé avec un écoulement laminaire, confirmé par des valeurs de Reynolds inférieures à 2000, bien que les valeurs du coefficient de transfert de masse obtenues sont d'environ 10^{-5} m/s : ils sont donc similaires avec les valeurs correspondantes aux membranes tirées des littératures (BW30-2540 et XLE-2540).

Enfin, il est utile de signaler que :

L'Algérie dispose d'un énorme réservoir d'eau souterrain (les plus grandes nappes phréatiques dans l'Afrique de nord) ; mais la plus grande partie présente une salinité importante, ce qui exige le recours vers le dessalement des eaux saumâtres.

Les techniques de dessalement des eaux saumâtres par osmose inverse ; sont fiables aussi pour la dénitrification et la défluoruration des eaux de certaines nappes qui souffrent des problèmes relatifs à l'excès des nitrates et des fluorures.

En plus ; notre pays est l'un des grands utilisateurs des membranes d'osmose inverse, mais jusqu'à maintenant, il ne dispose d'aucun centre de caractérisation des membranes qui peut orienter les concepteurs, les ingénieurs, les gestionnaires et les exploitants.

Bibliographies

- [1] J. P. Holdren, Science and Technology for Sustainable Well-Being, Science, 25 January: Vol. 319 no. 5862 pp. 424-434, 2008.
- [2] Larousse Encyclopédique, 2003.
- [3] M. Bouziani, Lexique de l'eau en santé publique, Édition Dar El Gharb, Algérie, 2009.
- [4] Y. Veyret, J.Jalta, Développement durable tous les enjeux en 12 leçons, Édition autrement, Paris. pp.63-65, 2011.
- [5] J.C. Roux, Les secrets de la terre, l'eau source de vie, Edition BRGM, Orléans, pp. 45, 1995.
- [6] S. Diop, P. Rekacewicz, Atlas Mondial de l'eau, Édition Autrement, Collection Atlas/Monde/PN UE, Paris. pp. 14, 2003.
- [7] Rapport FAO 1998.
- [8] G. Didier, L. Xavier, Automatique pour la gestion des ressources en eau, Édition Lavoisier, Paris, pp. 17-18, 2002.
- [9] A. Hassani, L'eau, la symbolique, le contexte universel, Édition Dar El Gharb, Algérie, pp.146, 2006.
- [10] World Resources Institute, World Resources 2000-2001, people and ecosystems: The Fraying Web of life, Washington DC, 2000, Aquistat, 2008.
- [11] Ministère des ressources en eau, Alger, 2003.
- [12] A. Maurel, Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce, Édition Lavoisier, France, 2001.
- [13] WHO/UNICEF, Progress in Drinking-water and Sanitation: special focus on sanitation, WHO/UNICEF Joint Monitoring Programm for Water Supply and Sanitation, pp. 25, 2008.
- [14] Updated Numbers: WHO-UNICEF JMP, www.Unicef.org, Report 2008.
- [15] R.W. Christopherson, Geosystems, 5th edition, Prentice Hall, 2003.
- [16] W.P. Cunningham, M. Ann, S. Barbara, Environmental Science, 7th edition, McGraw-Hill, 2003.
- [17] N.D. Gulhati, The Indus Waters Treaty: An Exercise in International Mediation, Allied Publishers, Bombay, 1973.
- [18] P. D. R. Lao, Overview of the Hydrology of the Mekong Basin, Mekong River Commission, Vientiane, 2005.

- [19] http://en.wikipedia.org/wiki/Water_politics_in_the_Nile_Basin, Water politics in the Nile Basin, 2016.
- [20] Comprehensive assessment of water management in agriculture, Insights, International water management (IWMI) report, pp. 8, 2006.
- [21] UNICEF, Progress on Drinking Water and Sanitation: Special Focus on Sanitation, World Health Organization and United Nations Children's Fund Joint Monitoring Program for Water Supply and Sanitation, New York and WHO, Geneva, ISBN9789280643138, 2008.
- [22] M. Elimelech, W.A. Phillip, The future of sea water desalination: Energy, Technology, and the environment Science: Vol. 333 no. 6043 .pp. 712-717, 2011.
- [23] M. Barlow, Blue Gold, www.canadians.org, 2001.
- [24] <http://www.unesco.org/water/wwap/wwdr/index.shtml>, United Nations World Water Development Report, WWDR, 2016.
- [25] B. Zahlana, Water, technologie, institutions, innovation and risk, in Série MAGHTECH Eau et technologie au Maghreb, PUBLISUD, France, pp. 17, 2001.
- [26] M. Jellali, A. Jebali, Water resource development in the Maghreb Countries, in Rogers, P. & Lydon P (eds) Water in the Arab world perspectives and prognoses, Harvard University Press, pp. 147-170.
- [27] A. Djeflat, Eau et technologie: nouveaux défis pour le Maghreb, in Série MAGHTECH Eau et technologie au Maghreb, PUBLISUD, France, 2001.
- [28] M. Nichane, M. A. Khelil, Changements climatiques et ressources en eau en Algérie: Vulnérabilité, Impact et Stratégie D'adaptation, Revue de BioRessource, 4 .2, pp.1-7, 2014.
- [29] B. Remini, La problématique de l'eau en Algérie du nord, Larhyss Journal, n°8, pp.27-46, 2010.
- [30] A. Kettab, Les ressources en eau en Algérie: stratégies, enjeux et vision, Desalination, 136, pp.25-33, 2000.
- [31] O. K. Buros, the ABCs of desalting saline water conversion corporation, second edition, Published by Mc-Graw- Hill, New York, America. <http://www.idadesal.org/ABCS1.pdf>, 2000.
- [32] G. E. Ahmed, J. Schmid, Feasibility study of brackish water desalination in the Egyptian deserts and rural regions using PV systems, Energy Conversion and Management, 43, pp.2641-2649, 2002.
- [33] A. Maurel, Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce, 2^{ed}, Lavoisier, 2006.

- [34] R. K. Sinha, Desalination & Water Purification Technologies (Technical Information Document), Department of Atomic Energy, Bhabha Atomic Research Centre (Chemical Engineering Group, Desalination Division), Trombay Mumbai 400,085, 2010.
- [35] A. Cipollina, C. Sommariva, G. Micale, Efficiency increase in thermal desalination plants by matching thermal and solar distillation: A theoretical analysis, Desalination, 183,pp.127-136, 2005.
- [36] T. Pankratz, J. Tonner, Desalination and Environmental Primer, Loan Oak Publishing, Houston, TX, 2003.
- [37] R. Bahar, M. Hawlader, L. S. Woei, Performance evaluation of a mechanical vapor compression desalination system, Desalination, 166,pp.123-127, 2004.
- [38] RosTek Associates Inc. (Tampa, Florida), DSS Consulting Inc. (Blue Ridge, Georgia), Aqua Resources International Inc. (Evergreen Colorado), United States Department of the Interior (Bureau of Reclamation), Desalting Handbook For Planners, Desalination and Water Purification Research and Development Program Report No. 72.,Third Edition, at: <http://www.usbr.gov/pmts/water/media/pdfs/report072.pdf>.
- [39] J. Paul Chen, L. K. Wang, L. Yang, Y.M. Zheng, Desalination of Seawater by Thermal Distillation and Electrodialysis Technologies, Handbook of Environmental Engineering, Volume 13: Membrane and Desalination Technologies, Springer Science + Business Media, LLC, 2011.
- [40] A. Bushnak, Évaluation des meilleures technologies disponibles pour le dessalement en zones rurales/locales. Rapport final, Gestion Intégrée Durable de l'Eau – Mécanisme de Soutien (SWIM - SM), 2012.
- [41] S. Porada, R. Zhao, A. van der Wal, V. Presser, P.M. Biesheuvel, Review on the science and technology of water desalination by capacitive deionization, Prog Mater Sci, 2013.
- [42] Y. Luo, Simulation of osmotic pressure in concentrated aqueous salt solution, The Journal of Physical Chemistry letters, 1, pp.183-189, 2010.
- [43] M. S. Mohsen, O. R. Al-Jayyousi, Brackish water desalination: an alternative for water supply enhancement in Jordan , Desalination, 124, pp.163-174, 1999.
- [44] International Desalination Association: www.idadesal.org.com .
- [45] A. T. M. Jamaluddin, A.M. Farooque, R. Al-Rasheed, A novel approach for prediction of osmotic pressure for plant design and performance normalization of seawater, 4th Annual workshop on Water Conservation in the Kingdom of Saudi Arabia, 2001.
- [46] G. Srivathsan, Modeling of Fluid Flow in Spiral Wound Reverse Osmosis Membranes, PhD Thesis, University of Minnesota, 2012.

- [47] W.C. J. Kuo, R. Smith, Designing for the interaction between water-use and effluent treatment, *Trans IChemE* 67 A , 287-301,1998.
- [48] S. J. Doyle, R. Smith, Targeting water reuse with multiple contaminants, *Trans IChemE* 75 B, 181-189,1997.
- [49] A. Alva-Argaez, A.C. Kokossis, R. Smith, Waste water minimization of industrial systems using an integrated approach, *Computers Chem. Eng* 22 Suppl, S741-S744,1998.
- [50] J. M. K.Timmer, Properties of nanofiltration membranes : model development and industrial application Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven DOI: 10.6100/IR545659, 2001.
- [51] M. Mulder, Basic principal of membrane technology, Second Edition, Kluwer academic publishing, 1996.
- [52] A. Yuceer, Pressure drops along the bores of hollow fiber membrane their measurement, prediction and effect on fiber bundle performance, PhD Thesis, University of Glasgow, 1985.
- [53] A. Maurel, Techniques séparatives à membranes: Osmose inverse, nanofiltration, ultrafiltration, microfiltration tangentielle - Considérations théoriques, in *techniques de l'ingénieur*, pp.1-24,1993.
- [54] M. Rumeau, Membrane: transfert, *Encyclopedia Universalis* - C14: 911,1990.
- [55] M. Pontié, Phénomènes électrocinétiques et transferts ioniques dans les membranes poreuses à faible seuil de coupure: Application au traitement des eaux saumâtres, Thesis, Tours University, 1996.
- [56] T. Y. Cath, A. E. Childress, M. Elimelech, Forward osmosis: Principles, applications and recent developments, *Journal of Membrane Science*, 281, 70-87, 2006.
- [57] C. Cabassud, D.Wirth, Membrane distillation for water desalination: How to chose an appropriate membrane, *Desalination*, 157, 307-314, 2003.
- [58] M. C. Shih, An overview of arsenic removal by pressure-driven membrane processes, *Desalination*, 172, 85-97,2005.
- [59] B. Van Der Bruggen, C. Van de casteele, T.Van Gestel, W. Doyen, R. Leysen, A review of pressure-driven membrane processes in wastewater treatment and drinking water production, *Environmental Progress*, 22 (1), 46-56, 2003.
- [60] Q.T. Nguyen, Membranes organiques : mode de préparation des membranes pour les séparations spécifiques, *L'actualité Chimique*, February1999.
- [61] M. Ulbricht, Advanced functional polymer membranes, *Polymer*, 47, 2217-2226, 2006.

- [62] H. Matsuyama, M. Yuasa, Y. Kitamura, M. Teramoto, D. R. Lloyd, structure control of anisotropic and asymmetric polypropylene membrane prepared by thermally induced phase separation, *Journal of Membrane Science*, 179, 91-100, 2000.
- [63] S. A. Altinkaya, B. Ozbas, Modeling of asymmetric membrane formation by dry casting method, *Journal of Membrane Science*, 230, 71-89, 2004.
- [64] L. Cot, Membranes inorganiques: exercice académique ou réalité industrielle, *L'actualité chimique*, jully 1998.
- [65] S.Y.Suen, Y.C.Liu, C.S.Chang, Exploiting immobilized metal affinity membranes for the isolation or purification of therapeutically relevant species, *Journal of Chromatography B*, 797, 305-319, 2003.
- [66] M. Sivakumar, D. R. Mohan, R. Rangarajan, Studies on cellulose acetate poly sulfone ultra filtration membranes II: Effect of additive concentration, *Journal of Membrane Science*, 268, 208-219, 2006.
- [67] H. Buisson, T. Lebeau, C. Lelievre, L. Herremans, Les membranes: point sur les évolutions d'un outil incontournable en production d'eau potable, *L'eau l'industrie les nuisances*, pp 42- 47,1998.
- [68] J. Caroa, T. Schiestelb, S. Werthc, H. Wanga, M. Noack, Can inorganic membranes compete with organic ones? Perovskite hollow fibres for O₂-separation and supported H₂-selective zeolite membranes, *Desalination*, 199, 365–367, 2006.
- [69] S. M. L. Força, I. V. P. Yoshida, S. P. Nunes, Organic–inorganic membranes prepared from polyether diamine and epoxy silane, *Journal of Membrane Science*, 159, 197-207, 1999.
- [70] L. Cot, A. Ayrat, J. Durand, C. Guizard, N. Hovnanian, A. Julbe, A. Larbot, , Inorganic membranes and solid state sciences, *Solid State Sciences*, 2, 313-334, 2000.
- [71] P. Aptel, C. A. Buckley, Categories of membrane operations, In: *Water Treatment Membrane Process*, Chapter 2, McGraw-Hill, 1996.
- [72] M. Metaiche, Optimisation des systèmes de dessalement par osmose inverse: conception, paramètres de fonctionnement et simulation numérique, Thèse de doctorat, Ecole Nationale Polytechnique d'Alger, 2008.
- [73] T. Y. Cath, A. E. Childress, M. Elimelech, Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments, *Journal of Membrane Science*, 281, 70-87, 2006.
- [74] www.dynavive.eu/traitement-osmose-inverse-conseil/html, 2019.
- [75] W. Jorgen, *Membrane filtration Handbook: Practical Tips and Hints*, Edition Osmonics, 2001.

- [76] C. Bouchard, P. Kouadio, D. Ellis, M. Rahni, R. E. Lebrun, Les procédés à membranes et leurs applications en production d'eau potable, *Vecteur Environnement*, 33:4:28-38, 2000.
- [77] H. Starthmann, Membrane process for sustainable industrial growth, *Membrane technology* N° 113, 1999.
- [78] W. Baker Richard, *Membrane Technology and Applications*, John Wiley & Sons Edition, 2004.
- [79] G. Srivathsan, Modeling of Fluid Flow in Spiral Wound Reverse Osmosis Membranes, PhD Thesis, University of Minnesota, 2012.
- [80] J. E. Cadotte et al., A new thin film composite seawater reverse osmosis membrane, *Desalination*, 32, p. 25-31, 1980.
- [81] S. Kimaru, S. Sourirajan, Analysis of data in reverse osmosis with porous cellulose acetate membrane, *AIChE Journal*, 13, pp.497, 1967.
- [82] H. JeOh, Y. K. Choung, S. Lee, J. S. Choi, T. M. Hwang., J. H. Kim., Scale formation in reverse osmosis desalination: Model development, *Desalination*, 238, pp.333–346, 2009.
- [83] K. Jamel, M. A. Khan, M. Kamil, Mathematical modelling of reverse osmosis systems, *Desalination*, 160, pp.29-42, 2004.
- [84] A. S. Michaels, New separation technique for the chemical process industries, *Chemical Engineering Progress*, 64, pp.31–43, 1968.
- [85] J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. About, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5thed *Mc Graw- Hill*, New York, 1996.
- [86] N. Y. Yip, M. Elimelech, Thermodynamics and energy efficiency analysis of power generation from natural salinity gradient by pressure retarded osmosis, *Environ. Scien. Technol.*, , 46(9) 5230-5239, 2012.
- [87] M. Chapmane, Evaluation of high productivity brackish desalination membrane, *Desalination*, Vol. 308, p.41-46, 2013.
- [88] K. Bourouni, Optimization of Renewable Energy Systems: The Case of Desalination, *Modeling and Optimization of Renewable Energy Systems*, Vol. 298, p.90-116, 2012.
- [89] V. Geraldes, N. E. Pereira, M. N. de Pinho, Simulation and optimization of medium-sized seawater reverse osmosis processes with spiral-wound modules, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 44, 1897–1905, 2005.
- [90] W. G. J. van der Meer, J. C. van Dijk, Theoretical optimization of spiral-wound and capillary nanofiltration modules, *Desalination*, 113, 129–146, 1997.

- [91] A. R. Dacosta, A. G. Fane, D. E. Wiley, Spacer characterization and pressure-drop Modeling in spacer-filled channels for ultrafiltration, *Journal of Membrane Science*, 87,79–98, 1994.
- [92] K. M. Sassi, I. M. Mujtaba, Optimal design and operation of reverse osmosis desalination process with membrane fouling, *Chemical Engineering Journal*, 171, 582-593, 2011.
- [93] A. Szymczyk, P. Fievet, Investigating transport properties of Nanofiltration membranes by means of a steric, electric and dielectric exclusion model, *Journal of Membrane Science*, 252, S. 77–88, 2005.
- [94] M. Luo, Z. Wang, Complex fouling and cleaning-in-place of a reverse osmosis desalination system, *Desalination*, 141 ,15-22, 2001.
- [95] C. Fritzmann, J. Löwenberg, T. Wintgens, T. Melin, State-of-art of reverse osmosis desalination, *Desalination*, 216, 1-76, 2007.
- [96] J. J.Sadhwani, J. M.Veza, Cleaning tests for seawater reverse osmosis membranes, *Desalination*, 139, 177-182, 2001.
- [97] www.reverseosmosis.com/collection/filmtech-membrane, 2019.
- [98] www.google.com/web.deu.edu.tr, 2019.
- [99] Filmtech™ Membranes Guide, Filmtec TW30-2540 Tade water Reverse Osmosis Element in Dow Chemical Company, 2016.
- [100] J. Rodier, B. Legube, N. Merlet et Coll, *Analyse de l'Eau*, 9^{émé} Edition, DUNOD, Paris 2009.
- [101] J. Rodier, B. Legube, N. Merlet, Coll, *Analyse de l'Eau*, 5^{émé} Edition, DUNOD, Paris 1996.
- [102] F. Elazhar, N. Elharrak, M. Elazhar, M. Hafsi, A. Elmidaoui, Feasibility of Nanofiltration process in dual stage in desalination of the seawater, *Journal of Applied Chemistry IOSR*, Vol.5, pp.35-42,2013.
- [103] M.G. Geoffrey, H.B. Park, A.C. Sagle, B.D. Freeman, J.E. McGrath, Water permeability and water/salt selectivity tradeoff in polymers for desalination, *Journal of Membrane Science*,2011.
- [104] T. Y. Qiu, P. A. Davies, Concentration polarization model of spiral-wound membrane modules with application to batch-mode RO desalination of brackish water, *Desalination*, 2015.
- [105] M. Pontié, H. Dacha, J. Leparc, M. Hafsi and A. Lhassani, Novel approach combining physico-chemical characterizations and mass transfer modelling of nanofiltration and low

pressure reverse osmosis membranes for brackish water desalination intensification, Desalination, 2008.

[106] M. Taniguchi, S.Kimura, Estimation of Transport Parameters of RO Membranes for Seawater Desalination, AIChE Journal ,Vol. 46, No, 10,2000.

Annexe 01

Calcul du coefficient de transfert de masse (k):

La densité de l'eau, la viscosité de la solution (eau + sel) et la diffusivité des sels dans l'eau sont modélisées à n'importe quel point de l'écoulement, en fonction de la température et de la concentration. Il accepte ensuite les modèles suivants selon [106]:

$$\rho_{(x,y)} \left(\frac{kg}{m^3} \right) = 498,4. m + \sqrt{248400. m^2 + 752,4. m. C_{(x,y)} \left(\frac{kg}{m^3} \right)}$$

$$\text{With: } m = 1,0069 - 2,757. 10^{-4}. T(^{\circ}C)$$

$$\mu_{(x,y)} (Pa. s) = 1,234. 10^{-6}. e^{\left[0,00212. C_{(x,y)} \left(\frac{kg}{m^3} \right) + \frac{1965}{273,15+T(^{\circ}C)} \right]}$$

$$v_{(x,y)} \left(\frac{m^2}{s} \right) = \frac{\mu_{(x,y)} (Pa. s)}{\rho_{(x,y)} \left(\frac{kg}{m^3} \right)}$$

$$D_{(x,y)} \left(\frac{m^2}{s} \right) = 6,725. 10^{-6}. e^{\left[0,1546. 10^{-3}. C_{(x,y)} \left(\frac{kg}{m^3} \right) - \frac{2513}{273,15+T(^{\circ}C)} \right]}$$

$$u(m/s) = (Qf(m^3/s)/(2. h. w)$$

où :

h : hauteur du canal d'alimentation = $7.10 \cdot 10^{-4} m$; w = largeur = 1.3 m.

Calcul de Sherwood number

$$Re = (dh * u * \rho) / \mu$$

où :

$d_h = (2 * \text{Épaisseur de l'entretoise d'alimentation})$.

Épaisseur de l'entretoise d'alimentation = 28 mm.

$$Sc = (\mu / \rho. D).$$

Annexe 02

Cas d'échantillon d'eau saumâtre 01

ROSA Detailed Report

Page 1 sur 3

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282

Project: MyProject

Case: 1

abdou,

8/10/2016

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	0.27 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.00 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.27 m ³ /h	Pass 1 Recovery	0.44 %	Feed	3.75 bar
Feed Pressure	4.00 bar	Feed Temperature	17.3 C	Concentrate	3.77 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	5680.48 mg/l	Average	3.76 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	0.58 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	0.46 l/mh	Power	0.10 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	83.94 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.27	3.60	0.00	0.27	3.51	0.00	0.46	0.40	4.00	1112.35

Name	Pass Streams (mg/l as Ion)					
	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
K	1.42	1.42	1.42	0.34	0.34	
Na	1360.00	1360.00	1364.66	310.91	310.91	
Mg	106.27	106.27	106.68	14.38	14.38	
Ca	560.88	560.88	563.03	75.84	75.84	
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	5.56	5.56	5.66	0.19	0.19	
HCO3	549.00	549.00	550.72	126.82	126.82	
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Cl	2680.00	3012.35	3023.17	576.62	576.62	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	85.00	85.00	85.35	7.23	7.23	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO2	9.79	9.69	9.84	9.39	9.38	
TDS	5348.14	5680.48	5700.69	1112.35	1112.35	
pH	7.75	7.75	7.74	7.26	7.26	

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail.... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.31 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.01 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.31 m ³ /h	Pass 1 Recovery	2.12 %	Feed	3.75 bar
Feed Pressure	5.50 bar	Feed Temperature	17.3 C	Concentrate	3.83 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	5680.48 mg/l	Average	3.79 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	1.44 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	2.52 l/mh	Power	0.12 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	18.58 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.31	5.10	0.00	0.30	4.99	0.01	2.52	0.40	5.50	250.62

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	1.42	1.42	1.45	0.08	0.08
Na	1360.00	1360.00	1387.87	71.36	71.36
Mg	106.27	106.27	108.50	3.05	3.05
Ca	560.88	560.88	572.66	16.03	16.03
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.56	5.56	5.85	0.01	0.01
HCO3	549.00	549.00	559.89	29.44	29.44
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2680.00	3012.35	3074.70	129.19	129.19
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	86.81	1.47	1.47
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	9.79	9.69	9.91	9.65	9.65
TDS	5348.14	5680.48	5797.74	250.62	250.62
pH	7.75	7.75	7.75	6.68	6.68

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail.... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.35 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.01 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.35 m ³ /h	Pass 1 Recovery	4.27 %	Feed 3.75 bar
Feed Pressure	7.00 bar	Feed Temperature	17.3 C	Concentrate 3.91 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	5680.48 mg/l	Average 3.83 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 2.79 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	5.74 lmh	Power 0.15 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 9.90 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (mg/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.35	6.60	0.00	0.34	6.48	0.01	5.74	0.40	7.00	117.66

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	1.42	1.42	1.48	0.04	0.04
Na	1360.00	1360.00	1419.11	33.49	33.49
Mg	106.27	106.27	110.94	1.43	1.43
Ca	560.88	560.88	585.54	7.50	7.50
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.56	5.56	6.11	0.00	0.00
HCO3	549.00	549.00	572.23	14.03	14.03
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2680.00	3012.35	3143.88	60.49	60.49
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	88.76	0.69	0.69
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	9.79	9.69	10.01	9.69	9.69
TDS	5348.14	5680.48	5928.04	117.66	117.66
pH	7.75	7.75	7.75	6.37	6.37

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.40 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.02 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.40 m ³ /h	Pass 1 Recovery	5.97 %	Feed	3.75 bar
Feed Pressure	8.50 bar	Feed Temperature	17.3 C	Concentrate	3.98 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	5680.48 mg/l	Average	3.87 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	4.22 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	9.06 l/mh	Power	0.18 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	7.61 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.40	8.10	0.00	0.37	7.95	0.02	9.06	0.40	8.50	77.81

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	1.42	1.42	1.51	0.02	0.02	0.02
Na	1360.00	1360.00	1444.91	22.10	22.10	22.10
Mg	106.27	106.27	112.95	0.95	0.95	0.95
Ca	560.88	560.88	596.16	4.97	4.97	4.97
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.56	5.56	6.32	0.00	0.00	0.00
HCO3	549.00	549.00	582.41	9.39	9.39	9.39
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2680.00	3012.35	3201.00	39.91	39.91	39.91
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	90.37	0.46	0.46	0.46
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	9.79	9.69	10.09	9.70	9.70	9.70
TDS	5348.14	5680.48	6035.64	77.81	77.81	77.81
pH	7.75	7.75	7.75	6.21	6.21	6.21

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282

Project: MyProject

Case: 1

abdou,

8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.45 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.03 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.45 m ³ /h	Pass 1 Recovery	7.23 %	Feed	3.75 bar
Feed Pressure	10.00 bar	Feed Temperature	17.3 C	Concentrate	4.03 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	5680.48 mg/l	Average	3.89 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	5.66 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	12.36 l/mh	Power	0.22 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	6.75 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.45	9.60	0.00	0.41	9.43	0.03	12.36	0.40	10.00	58.98

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Total	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	1.42	1.42	1.53	0.02	0.02	0.02
Na	1360.00	1360.00	1464.65	16.72	16.72	16.72
Mg	106.27	106.27	114.49	0.73	0.73	0.73
Ca	560.88	560.88	604.28	3.78	3.78	3.78
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.56	5.56	6.49	0.00	0.00	0.00
HCO3	549.00	549.00	590.20	7.20	7.20	7.20
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2680.00	3012.35	3244.68	30.20	30.20	30.20
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	91.59	0.35	0.35	0.35
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	9.79	9.69	10.15	9.70	9.70	9.70
TDS	5348.14	5680.48	6117.94	58.98	58.98	58.98
pH	7.75	7.75	7.75	6.10	6.10	6.10

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Cas d'échantillon d'eau saumâtre 02

ROSA Detailed Report

Page 1 sur 3

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282

Project: MyProject

Case: 1

abdou,

8/10/2016

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	0.30 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.00 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.30 m ³ /h	Pass 1 Recovery	1.08 %	Feed 1.90 bar
Feed Pressure	3.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 1.92 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2857.92 mg/l	Average 1.91 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 0.84 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	1.22 l/mh	Power 0.03 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 9.68 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (mg/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.30	2.60	0.00	0.29	2.50	0.00	1.22	0.40	3.00	275.48

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	15.90	15.90	16.05	1.88	1.88	
Na	680.00	718.33	725.28	79.75	79.75	
Mg	43.20	43.20	43.64	2.61	2.61	
Ca	228.00	228.00	230.33	13.73	13.73	
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	0.49	0.49	0.50	0.00	0.00	
HCO3	427.00	427.00	431.11	47.89	47.89	
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Cl	1340.00	1340.00	1353.20	126.40	126.40	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	85.00	85.00	85.89	3.22	3.22	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO2	53.81	53.66	53.81	53.76	53.75	
TDS	2819.59	2857.92	2886.00	275.48	275.48	
pH	6.95	6.95	6.95	6.13	6.13	

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.35 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.01 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.35 m ³ /h	Pass 1 Recovery	3.65 %	Feed 1.90 bar
Feed Pressure	4.50 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 1.97 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2857.92 mg/l	Average 1.94 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 2.16 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	4.84 l/mh	Power 0.05 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 4.28 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (mg/l)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.35	4.10	0.00	0.33	3.98	0.01	4.84	0.40	4.50	78.84

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	15.90	15.90	16.48	0.54	0.54
Na	680.00	718.33	744.66	22.88	22.88
Mg	43.20	43.20	44.81	0.73	0.73
Ca	228.00	228.00	236.49	3.83	3.83
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.49	0.49	0.53	0.00	0.00
HCO3	427.00	427.00	442.59	14.04	14.04
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	1340.00	1340.00	1389.37	35.94	35.94
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	88.18	0.89	0.89
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	53.81	53.66	53.83	53.70	53.69
TDS	2819.59	2857.92	2963.11	78.84	78.84
pH	6.95	6.95	6.96	5.63	5.63

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.41 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.02 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.41 m ³ /h	Pass 1 Recovery	5.51 %	Feed 1.90 bar
Feed Pressure	6.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 2.01 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2857.92 mg/l	Average 1.96 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 3.60 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	8.69 lmh	Power 0.09 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 3.78 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.41	5.60	0.00	0.39	5.45	0.02	8.69	0.40	6.00	46.37

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	15.90	15.90	16.81	0.31	0.31	0.31
Na	680.00	718.33	759.47	13.39	13.39	13.39
Mg	43.20	43.20	45.70	0.43	0.43	0.43
Ca	228.00	228.00	241.18	2.25	2.25	2.25
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.49	0.49	0.55	0.00	0.00	0.00
HCO3	427.00	427.00	451.36	8.46	8.46	8.46
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	1340.00	1340.00	1416.98	21.00	21.00	21.00
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	89.93	0.52	0.52	0.52
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	53.81	53.66	53.84	53.64	53.63	53.63
TDS	2819.59	2857.92	3021.99	46.37	46.37	46.37
pH	6.95	6.95	6.97	5.42	5.42	5.42

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.47 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.03 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.47 m ³ /h	Pass 1 Recovery	6.99 %	Feed 1.90 bar
Feed Pressure	7.50 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 2.04 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2857.92 mg/l	Average 1.97 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	12.50 lmh	5.06 bar
Water Classification: Well Water SDI < 3				Power
				0.12 kW
				Specific Energy
				3.73 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.47	7.10	0.00	0.43	6.92	0.03	12.50	0.40	7.50	33.68

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	15.90	15.90	17.08	0.22	0.22	0.22
Na	680.00	718.33	771.59	9.67	9.67	9.67
Mg	43.20	43.20	46.42	0.31	0.31	0.31
Ca	228.00	228.00	245.01	1.63	1.63	1.63
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.49	0.49	0.57	0.00	0.00	0.00
HCO3	427.00	427.00	458.54	6.30	6.30	6.30
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	1340.00	1340.00	1439.57	15.15	15.15	15.15
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	85.00	85.00	91.36	0.38	0.38	0.38
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	53.81	53.66	53.85	53.59	53.57	53.57
TDS	2819.59	2857.92	3070.15	33.68	33.68	33.68
pH	6.95	6.95	6.97	5.30	5.30	5.30

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282

Project: MyProject

Case: 1

abdou,

8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.50 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.04 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.50 m ³ /h	Pass 1 Recovery	8.43 %	Feed 1.90 bar
Feed Pressure	9.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 2.07 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2857.92 mg/l	Average 1.99 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 6.54 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	16.21 l/mh	Power 0.16 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 3.71 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.50	8.60	0.00	0.46	8.41	0.04	16.21	0.40	9.00	27.05

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	15.90	15.90	17.35	0.18	0.18	
Na	680.00	718.33	783.77	7.71	7.71	
Mg	43.20	43.20	47.15	0.25	0.25	
Ca	228.00	228.00	248.87	1.31	1.31	
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	0.49	0.49	0.60	0.00	0.00	
HCO3	427.00	427.00	465.74	5.20	5.20	
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Cl	1340.00	1340.00	1462.28	12.08	12.08	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	85.00	85.00	92.80	0.31	0.31	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO2	53.81	53.66	53.86	53.54	53.52	
TDS	2819.59	2857.92	3118.56	27.05	27.05	
pH	6.95	6.95	6.98	5.22	5.22	

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail.... 10/08/2016

Cas d'échantillon d'eau saumâtre 03

ROSA Detailed Report

Page 1 sur 3

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.28 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.01 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.28 m ³ /h	Pass 1 Recovery	1.86 %	Feed	2.58 bar
Feed Pressure	4.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate	2.62 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3704.15 mg/l	Average	2.60 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	1.14 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	2.00 l/mh	Power	0.04 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	7.49 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.28	3.60	0.00	0.27	3.51	0.01	2.00	0.40	4.00	238.62

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	2.10	2.10	2.14	0.17	0.17	0.17
Na	1020.00	1020.00	1037.86	75.36	75.36	75.36
Mg	54.72	54.72	55.71	2.17	2.17	2.17
Ca	280.00	280.00	285.08	11.08	11.08	11.08
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.36	0.36	0.38	0.00	0.00	0.00
HCO3	219.60	219.60	223.42	16.44	16.44	16.44
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2000.00	2029.36	2065.25	130.98	130.98	130.98
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	98.00	98.00	99.81	2.42	2.42	2.42
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	20.81	20.78	20.81	20.76	20.76	20.76
TDS	3674.79	3704.15	3769.65	238.62	238.62	238.62
pH	7.05	7.05	7.06	6.08	6.08	6.08

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282

Project: MyProject

Case: 1

abdou,

8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.31 m³/h	Pass 1 Permeate Flow	0.01 m³/h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.31 m³/h	Pass 1 Recovery	4.67 %	Feed	2.58 bar
Feed Pressure	5.50 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate	2.70 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3704.15 mg/l	Average	2.64 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	2.48 bar
Total Active Area	2.60 M²	Average Pass 1 Flux	5.56 l/mh	Power	0.06 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	4.09 kWh/m³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.31	5.10	0.00	0.30	5.00	0.01	5.56	0.40	5.50	94.02

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	2.10	2.10	2.20	0.06	0.06
Na	1020.00	1020.00	1068.47	29.70	29.70
Mg	54.72	54.72	57.36	0.85	0.85
Ca	280.00	280.00	293.49	4.32	4.32
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.36	0.36	0.41	0.00	0.00
HCO3	219.60	219.60	229.98	6.67	6.67
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2000.00	2029.36	2126.16	51.48	51.48
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	98.00	98.00	102.75	0.94	0.94
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	20.81	20.78	20.82	20.72	20.71
TDS	3674.79	3704.15	3880.82	94.02	94.02
pH	7.05	7.05	7.07	5.72	5.72

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.36 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.02 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.36 m ³ /h	Pass 1 Recovery	6.71 %	Feed	2.58 bar
Feed Pressure	7.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate	2.75 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3704.15 mg/l	Average	2.67 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	3.92 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	9.28 lmh	Power	0.09 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	3.63 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (mg/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.36	6.60	0.00	0.34	6.48	0.02	9.28	0.40	7.00	59.37

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate
			Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	2.10	2.10	2.25	0.04	0.04
Na	1020.00	1020.00	1091.96	18.70	18.70
Mg	54.72	54.72	58.61	0.54	0.54
Ca	280.00	280.00	299.93	2.73	2.73
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.36	0.36	0.43	0.00	0.00
HCO3	219.60	219.60	235.01	4.35	4.35
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2000.00	2029.36	2172.88	32.41	32.41
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	98.00	98.00	105.00	0.60	0.60
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	20.81	20.78	20.83	20.68	20.67
TDS	3674.79	3704.15	3966.07	59.37	59.37
pH	7.05	7.05	7.07	5.54	5.54

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.41 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.03 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	0.41 m ³ /h	Pass 1 Recovery	8.22 %	Feed 2.58 bar
Feed Pressure	8.50 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate 2.80 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3704.15 mg/l	Average 2.69 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP 5.37 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	12.96 lmh	Power 0.12 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy 3.59 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.41	8.10	0.00	0.38	7.95	0.03	12.96	0.40	8.50	44.27

Name	Pass Streams (mg/l as Ion)				
	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate
			Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	2.10	2.10	2.29	0.03	0.03
Na	1020.00	1020.00	1110.13	13.89	13.89
Mg	54.72	54.72	59.59	0.41	0.41
Ca	280.00	280.00	304.90	2.04	2.04
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.36	0.36	0.44	0.00	0.00
HCO3	219.60	219.60	238.90	3.36	3.36
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2000.00	2029.36	2209.00	24.09	24.09
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	98.00	98.00	106.74	0.45	0.45
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	20.81	20.78	20.84	20.64	20.64
TDS	3674.79	3704.15	4031.98	44.27	44.27
pH	7.05	7.05	7.08	5.44	5.44

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: MyProject
 abdou,

ROSA 9.1 ConfigDB u399339_282
 Case: 1
 8/10/2016

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	0.45 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.04 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0.45 m ³ /h	Pass 1 Recovery	9.57 %	Feed	2.58 bar
Feed Pressure	10.00 bar	Feed Temperature	19.0 C	Concentrate	2.84 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3704.15 mg/l	Average	2.71 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	6.84 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	16.55 l/mh	Power	0.16 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	3.63 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	TW30-2540	1	1	0.45	9.60	0.00	0.41	9.43	0.04	16.55	0.40	10.00	35.94

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	2.10	2.10	2.32	0.02	0.02	0.02
Na	1020.00	1020.00	1126.74	11.24	11.24	11.24
Mg	54.72	54.72	60.47	0.33	0.33	0.33
Ca	280.00	280.00	309.45	1.66	1.66	1.66
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.36	0.36	0.46	0.00	0.00	0.00
HCO3	219.60	219.60	242.45	2.82	2.82	2.82
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2000.00	2029.36	2242.02	19.49	19.49	19.49
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	98.00	98.00	108.33	0.37	0.37	0.37
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	20.81	20.78	20.85	20.61	20.61	20.61
TDS	3674.79	3704.15	4092.25	35.94	35.94	35.94
pH	7.05	7.05	7.08	5.37	5.37	5.37

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file://C:\Program Files (x86)\Dow Chemical\ROSA9\MyProjects\MyProject01Detail... 10/08/2016

