

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

جامعة أبي بكر بلقايد - تلمسان

Université Aboubakr Belkaïd – Tlemcen –



THESE

Présentée pour l'obtention du grade de **DOCTORAT 3^{ème} Cycle « LMD »**

En : Hydraulique

Spécialité : Sciences de l'eau

Présenté par : M^{me} CHERIF LAMIA **Epouse** Nebbache

Sujet

Etude comparative sur le prétraitement des eaux saumâtre par la coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration

Soutenue publiquement, le 27/02 /2018 , devant le jury composé de :

Bensaoula Fouzia	Professeur	Univ. Tlemcen (Algérie)	Président
Chiboub Fellah Abdelghani	Professeur	Univ. Tlemcen (Algérie)	Directeur de thèse
Maxime Pontie	Professeur	Univ .Angers (France)	Co- Directeur de thèse
Benmoussat Abderrahim	Professeur	Centre Universitaire CUTAM, Tamanrasset (Algérie)	Examineur 1
Bendraoua Abdelaziz	Professeur	Univ. USTO-MB, Oran (Algérie)	Examineur 2
Habi Mohammed	Professeur	Univ.Tlemcen (Algérie)	Examineur 3

NB : les membres du jury doivent être classés conformément au P.V d'autorisation de soutenance

Résumé :

Le dessalement des eaux saumâtres et de l'eau de mer peut faire face à la problématique de pénurie d'eau qui menace certains pays. Actuellement, la technique la plus utilisée pour le dessalement des eaux saumâtres est l'osmose inverse. Car il apporte un grand nombre d'avantages (une faible consommation d'énergie, un coût plus faible que celui de tous les systèmes thermiques ou électrodialyse, etc.). Malgré ces avantages, il y a un inconvénient majeur des membranes d'osmose inverse est leur hypersensibilité au colmatage. En conséquence, le prétraitement avant osmose inverse, qui a pour but de réduire le potentiel de colmatage de l'eau à traiter et de fournir une qualité satisfaisante d'eau prétraitée, est nécessaire afin de mettre en œuvre avec succès les procédés de dessalement. Ce prétraitement est fait soit conventionnel ou bien membranaire.

La nanofiltration peut remplacer, dans les années avenir, l'osmose inverse, mais la méconnaissance du comportement du matériau membranaire et des phénomènes de transfert limite l'application de la NF. Une meilleure compréhension des mécanismes de transport favoriserait son essor au sein du domaine de dessalement. L'originalité de ce travail est de comparer les techniques de prétraitement des eaux saumâtres avant l'osmose inverse à l'échelle du laboratoire ; et d'étudier l'influence de ces prétraitements sur les performances de la nanofiltration.

La démarche adoptée dans cette étude consiste à comparer différents procédés de prétraitement : la coagulation-floculation et décantation (et pour différents coagulants), l'ultrafiltration seul (deux membrane de seuil de la coupure différente), la coagulation couplée à l'ultrafiltration. Pour cela, des essais de laboratoire ont été conduits avec des eaux saumâtres reconstitués.

Une coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane 97,90% ; 97,86 % et 79,80% pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU respectivement ; par rapport au cactus (97,49 % ; 93,69% et 78,04%) et l'alun (96,71% ; 95,63% et 67,65%).

Une étude du colmatage des membranes d'ultrafiltration seul a été fait par une eau faiblement saumâtre reconstituée ($C_{NaCl}=3g/l$). L'indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ 2639,4 s/l^2 ; 2498,8 s/l^2 respectivement pour les membranes d'UF HC030 et UH050. Par contre pour l'indice de colmatage « MFI » des membranes UF après une étape de coagulation-floculation et décantation, est d'environ 1287,3 s/l^2 ; 1338,3 s/l^2 respectivement pour les membranes d'UF HC030 et UH050. De plus, la turbidité a fortement diminuée, elle est passée de 53,5 NTU à 0,18 NTU et de 53,5 NTU à 0,56 NTU respectivement pour les membranes d'UF HC030 et UH050.

Quel que soit le procédé de prétraitement concerné (CFD, ultrafiltration seul ; CFD couplé à l'ultrafiltration), l'effet de la qualité du perméat obtenu sur les performances d'une membrane de nanofiltration permet de discriminer les procédés. Des taux de rétention en sels élevés, une turbidité faible dans le perméat de nanofiltration et un colmatage progressif dû au dépôt des sels et des matières en suspension sont observés pour des expériences en laboratoire. Une meilleure réduction du MFI égale à 127,59 s/l^2 ; 258,63 s/l^2 ; pour les membranes de NF 270 et NF200 respectivement, après un couplage de la coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC050).

Mots clés :

Eau Saumâtre ; Dessalement ; Osmose Inverse ; Nanofiltration ; Coagulation-Floculation ; Chitosane ; Cactus ; Alun ; Ultrafiltration.

Abstract

Desalination of brackish water and seawater can help address the problem of water scarcity that threatens some countries. Presently, Reverse Osmosis (RO) is the most widely used technique in brackish water desalination because it offers a large number of advantages, i.e. low energy consumption, lower operation costs as compared to other thermal or electro dialysis methods, etc.). Despite these advantages, the hypersensitivity of reverse osmosis membranes to clogging remains a major drawback. Therefore, pretreatment prior to the reverse osmosis operation, which aims to reduce membrane fouling and provide a satisfactory quality of pretreated water, is necessary in order to successfully implement the desalination processes. This pretreatment can be done either by a conventional or membrane method.

Nanofiltration (NF) could replace reverse osmosis in the next few years, but unfortunately the lack of knowledge about the behavior of the membrane material and transfer phenomena can limit the use of this technique. A better understanding of transfer mechanisms will certainly promote its development in the field of desalination. The originality of the present work lies in the comparison of the different techniques used in brackish water pretreatment before reverse osmosis at the laboratory level, and then to study the influence of these pretreatment techniques on the performance of nanofiltration.

The approach adopted in the present study consists in comparing different pretreatment processes, namely coagulation-flocculation and decantation (for different coagulants), ultrafiltration alone (two membranes with different cut-off thresholds), and coagulation coupled with ultrafiltration. For this purpose, laboratory scale tests were conducted with reconstituted brackish water.

Maximum coagulation was achieved by chitosan, i.e. 97.9%, 97.86% and 79.80%, respectively, for solutions with initial turbidities equal to 53.5 NTU, 10.3 NTU and 5.1 NTU. The results obtained with cactus were 97.49%, 93.69% and 78.04%, and with alum 96.71%, 95.63% and 67.65%.

A study on the clogging of ultrafiltration membranes alone was conducted using reconstituted low brine water ($C_{NaCl}=3g/l$). The cake clogging index (MFI) was calculated and found to be equal to about 2639.4 s/l^2 and 2498.8 s/l^2 for the UF membranes HC030 and UH050, respectively. On the other hand, the MFI clogging index by ultrafine (UF) membranes after the coagulation-flocculation and decantation step, was about 1287,3 s/l^2 and 1338,3 s/l^2 , respectively, for the ultrafine membranes HC030 and UH050. It was also found that turbidity has greatly decreased; it went from 53.5 NTU to 0.18 NTU and 53.5 NTU to 0.56 NTU, for the ultrafine membranes HC030 and UH050, respectively.

Whatever the pretreatment method used (CFD, ultrafiltration alone, CFD coupled to ultrafiltration), the effect of permeate quality on the performance of a nanofiltration membrane makes it possible to discriminate between the various pretreatment processes. Laboratory experiments revealed high salt retention rates, low turbidity in the nanofiltration permeate and progressive clogging due to deposition of salts and suspended solids. A better reduction of the MFI equal to 127.59 s/l^2 ; 258.63 s/l^2 ; for the membranes of NF 270 and NF200 respectively, after coupling of coagulation-flocculation-decantation and ultrafiltration (HC050).

Keywords: Brackish water; Desalination; Reverse Osmosis; Nanofiltration; Coagulation-flocculation; Chitosan; Cactus; Alum; Ultrafiltration.

Remerciement :

Toute mon gratitude et mes remerciements vont à Allah, le clément et le miséricordieux qui nous a donné la force, la patience, le courage et la volonté pour élaborer ce travail à qui je tiens à exprimer ma profonde gratitude aussi qui à toutes les personnes ayant contribuées de près ou de loin à l'élaborer.

J'exprime toute ma reconnaissance à Monsieur Chiboub Fella Abdelghani, Professeur au département d'Hydraulique à l'Université de Tlemcen (Algérie) et Directeur de laboratoire de recherche n°60 Valorisation des Ressources en Eau « VRE n°60 » pour la proposition du sujet, d'avoir accepté l'encadrement et la direction de cette Thèse, pour ses conseils et son aide. Malgré le manque de laboratoire, des équipements il m'a orienté vers le laboratoire de la station de traitement de barrage Sekkak et au laboratoire de traitement et d'épuration des eaux de notre département, dont je tiens à remercier tous les responsables.

Je remercie ensuite très sincèrement Monsieur Maxime Pontié, Professeur à la faculté des sciences à l'Université d'Angers (France), qui a su m'encadrer efficacement durant la période d'un court séjour scientifique réalisé. Ses conseils très précieux, sa disponibilité, ses nombreuses corrections et surtout sa ok ont contribué largement à la réalisation de ce travail. Je voudrais également le remercier pour tous les moyens matériels qu'il a mis à ma disposition pour réaliser une bonne partie de cette étude qui a été consacré aux membranes.

Merci à Madame Chiboub Fella Fatima Zohra, Professeur au département de chimie à l'université de Tlemcen, pour son aide. Je la remercie vivement pour ses précieux conseils qu'elle a pu me fournir tout au long de mon travail.

J'adresse également mes remerciements à Madame Bensaoula Fouzia, Professeur à la Faculté de technologie de l'Université de Tlemcen (Algérie) pour l'intérêt qu'il a accordé à ce travail en acceptant de le juger et de présider le jury.

Je tiens également à remercier tous les membres du jury pour avoir accepté de juger ce travail de thèse ; plus particulièrement ; Monsieur Benmoussat Abderrahim Professeur du centre universitaire CUTAM, Tamanrasset), Monsieur Bendraoua Abdelaziz Professeur de l'Université USTO-MB, Oran et Monsieur Habi Mohammed Professeur de l' Université de Tlemcen, d' avoir accepté d'en être les rapporteurs.

Enfin, je tiens à exprimer toute ma gratitude à mes parents, pour leur indéfectible soutien tout au long de ces années, que dis-je, de ces vingt-sept années. Il n'y a pas de mot pour exprimer tout ce que je leur dois...

Mes remerciements les plus vifs vont tout particulièrement à mon époux, mon frère, ma sœur et ses enfants « Mustafa et Yacine », mon beau-frère ; et tous mes proches pour leur soutien moral pendant la durée de cette thèse. J'espère que ce travail leur témoigne toute ma reconnaissance et mon estime à leurs égards.

J'exprime ma gratitude à tous mes enseignants qui ont contribué à ma formation depuis l'école primaire jusqu'aux études universitaires.

Sommaire :

Résumé	I
Abstract	II
Remerciement	III
Sommaire	V
Liste des figures	VIII
Liste des tableaux	XI
Liste des symboles	XII
Introduction générale	1
I.1.Dessalement de l'eau: vue globale	5
I.1.1.Introduction	5
I.1.2.Disponibilité de l'eau	5
I.1.3.Le dessalement des eaux	6
I.1.3.1.L'eau saumâtre par rapport à l'eau de mer	6
I.1.3.2.La Croissance de la capacité de dessalement dans le monde	7
I.1.3.3.Les technologies de dessalement	8
I.1.3.4.Les technologies actuelles et leurs mérites et démérites	9
I.1.4.Le dessalement des eaux saumâtres	10
I.1.4.1.Définition des eaux saumâtres	10
I.1.4.2.Dessalement de l'eau saumâtre	11
I.1.4.2.1.Dessalement des eaux saumâtres par l'osmose inverse	12
a)Principe de l'osmose inverse	12
b)Mécanisme de transfert.....	13
c)Limitations de l'osmose inverse.....	14
d)La Résistance de colmatage	16
e)Estimation du potentiel de colmatage	17
I.1.4.2.2.Dessalement des eaux saumâtres par la nano filtration	18
a)Principe	18
b)Mécanismes de transfert.....	19
c)Membranes utilisées et leurs caractéristiques	19
d)Applications des membranes NF	20
e)Paramètres affectant la performance des membranes NF	22
I.1.4.2.3.Caractérisation des membranes NF /OI	24
I.1.5.Le dessalement des saumâtres en Algérie	25
I.2.Le Prétraitement conventionnel	26
I.2.1.Rappels sur les techniques de coagulation et floculation	27
I.2.1.1.La suspension colloïdale	27
I.2.1.2.Classification granulométrique des colloïdes	28
I.2.1.3.Caractérisation des colloïdes	28
I.2.1.4.Théorie de la double couche	29
I.2.1.5.Déstabilisation des particules colloïdales - Le processus de Coagulation	30
I.2.1.6.Les étapes de l'agrégation	31
A.La compression de la double couche	31
B.Adsorption et neutralisation des charges	32
C.Emprisonnement des particules dans un précipité	32
D.Adsorption et pontage entre les particules	32
I.2.1.7.Le processus de floculation	33
A)La Floculation péricinétique	33
B)La Floculation orthocinétique	34
I.2.1.8.Paramètres affectant la coagulation floculation	34
A.Effet de La température.....	34
B.Effet du pH / alkalinity	35
C.Grosseurs et concentration des particules colloïdales	35
D.Etat d'hydratation	36

E.Electrifications des particules	36
F.Concentration du coagulant	36
G.Vitesses et temps d'agitation	36
H.La couleur	37
I.La turbidité.....	37
I.2.1.9.Coagulant utilisées	37
A)Coagulants inorganiques (métalliques).....	37
B)Coagulants organiques	38
C)Coagulants naturels: nouvelles perspectives	39
I.3.Prétraitement par les procédés membranaires	45
I.3.1.Généralités sur les procédés membranaires	45
I.3.2.Les différents systèmes de la filtration membranaire	46
I.3.3.Prétraitement membranaire avant l'osmose inverse	47
I.3.3.1.Le prétraitement par l'ultrafiltration	48
I.3.3.2.Matériaux membranaires et géométries utilisés dans les usines de dessalement	49
I.3.3.3.Phénomènes de colmatage en ultrafiltration	50
A.Mécanismes de colmatage en UF	50
L'adsorption	51
La polarisation de concentration (la couche gel)	51
Blocage des pores:	52
B.Impact du colmatage.....	53
C.Le nettoyage :	53
Méthodes physique de décolmatage	53
Le nettoyage chimiques et /ou enzymatique	54
II.1.Matériels et méthodes	55
II.1.1.Préparation de l'eau synthétique	55
II.1.2.Coagulation-floculation-décantation	55
Description des tests de floculation	55
II.1.3.Préparation des coagulants	56
II.1.4.Préparation du floculant	57
II.1.5.Ultrafiltration /Nanofiltration.....	57
Les membrane utilisée	57
La cellule AMICON	58
La perméabilité hydraulique et la Rétention de sel	60
L'indice de colmatage MFI (Modèle de type « gâteau »)	61
La résistance du gâteau	62
II.1.6.Méthodes d'analyse physico-chimique	63
La turbidité	63
Le pH	63
La Conductivité	64
Le thermomètre	64
III.1.Introduction	65
III.2.La première partie : Le prétraitement des eaux faiblement saumâtres turbides	65
III.2.1.Etude expérimentale de la coagulation-floculation et décantation	65
A.L'optimisation de la température	65
B.L'optimisation de dosage du coagulant	68
C.L'optimisation de la vitesse de mélange	72
D.L'optimisation du temps de mélange rapide	74
E.L'optimisation du pH dans la coagulation-floculation	76
F.L'optimisation de la dose du floculant.....	79
G.L'influence de la turbidité.....	81
H.La comparaison de l'efficacité des coagulants	81
III.2.2.Conclusion	82
III.2.3.Le prétraitement par l'ultrafiltration seul	84
A.La perméabilité hydraulique	84
B.La résistance du gâteau	86

C.L'évolution de débit en fonction du temps à 4 bars	87
D.La détermination de l'indice de colmatage « le MFI ».....	88
III.2.4.Le prétraitement par couplage	89
« La coagulation -floculation-décantation couplé avec l'ultrafiltration »	89
A)La perméabilité hydraulique	90
B)La résistance du gâteau	91
C)L'évolution de débit en fonction du temps à 4 bars	92
D)La détermination de l'indice de colmatage	93
III.2.5.Concluion	94
III.3.La deuxième partie : Influence des prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire	96
III.3.1.Introduction	96
A.La détermination de la perméabilité hydraulique de la membrane NF	97
B.L'évolution de la rétention de sel en fonction de la pression.....	100
C.La détermination du pouvoir de colmatage	102
III.3.2.Conclusion	107
Conclusion générale	108
Perspectives	111
Référence bibliographique	113
Annexe 2 : Le prétraitement par l'ultrafiltration seul	136
Annexe 3 : Le prétraitement par couplage	138
« La coagulation -floculation-décantation couplé avec l'ultrafiltration »	138
Annexe 4 : Influence des prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire	140

Liste des figures :

Figure I 1 : L'hydrosphère de la terre	6
Figure I 2: La capacité cumulée contractuelle et en ligne (1965-2016).....	8
Figure I 3: Le système de dessalement typique.....	8
Figure I 4: Less processus de dessalement industriel.....	9
Figure I 5 : La capacité d'installation de dessalement par processus	9
Figure I 6 : Le principe de l'osmose et de l'osmose inverse.....	12
Figure I 7: Le phénomène de la polarisation de concentration.....	13
Figure I 8: La place de la nanofiltration entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration.....	19
Figure I 9: L'état de surface des colloïdes selon la théorie de la double couche	29
Figure I10:L'énergie d'interaction entre deux particules lipophiles en fonction de la distance depuis la surface de la particule	31
Figure I 11: L'emprisonnement des particules dans les floccs pendant la décantation.....	32
Figure I 12: L'adsorption et pontage à l'aide de polymères	33
Figure I 13: La structure chimique de la chitine et de chitosane	43
Figure I 14: Les procédés d'obtention de la chitine et de chitosane	44
Figure I 15 :Le principe de la filtration frontale et tangentielle.....	46
Figure I 16 : Mode de filtration. a) Interne-Externe. b) Externe-Interne.....	50
Figure I 17:Différentes géométries membranaires [a) fibres creuses, b) spiralée et c) tubulaire] utilisées dans les modules membranaires de prétraitement.....	50
Figure I 18: Schématisation des différents mécanismes de colmatage d'une membrane d'UF	51
Figure II 1: Jar -test (ISCO IDH3A000) (Laboratoire de la station de traitement ; barrage Sekkak . tlemcen).....	56
Figure II 2: Le cactus opuntia ficus indica (Tlemcen, Algérie).....	57
Figure II 3: La poudre du cactus.....	57
Figure II 4 : Représentation schématique du système UF pour la filtration avec des membranes à feuilles planes.	58
Figure II 5 : Représentation photographie du système UF pour la filtration avec des membranes à feuille.....	58
Figure II 6: Membrane placée sur la surface de la filtration et joint positionné.....	59
Figure II 7: Le coupon cellulaire de la membrane.	59
Figure II 8 : Un manomètre pour la mesure de la pression appliquée.....	59
Figure II 9: La sortie du perméat	59
Figure II 10: Exemple d'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage	61
Figure II 11 : Exemple d'évolution de la rétention de sel en fonction de la pression.	61
Figure II 12:Une Turbidimètre	63
Figure II 13:Un pH-mètre.....	64
Figure II 14:Un Conductimètre.....	64
Figure III 1:L'optimisation de la température (coagulation par le chitosane)	66
Figure III 2 :L'optimisation de la température (coagulation par le cactus).....	66
Figure III 3 :L'optimisation de la température (coagulation par l'alun)	66
Figure III 4 :l'optimisation de la température (coagulation par le chitosane).....	67
Figure III 5 :L'optimisation de la température (coagulation par le cactus).....	67
Figure III 6 :L'optimisation de la température (coagulation par le cactus).....	67
Figure III 7 :L'optimisation de la température (coagulation par le chitosane)	68
Figure III 8 :L'optimisation de la température (coagulation par le cactus).....	68
Figure III 9 :L'optimisation de la température (coagulation par l'alun)	68
Figure III 10:L'optimisation de la dose du chitosane.	71
Figure III 11:L'optimisation de la dose du cactus.....	71
Figure III 12:L'optimisation de la dose d'alun.....	72
Figure III 13:L'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°1 (53,5 NTU)) (le mélange lent à 30 t/min, pour 20 min) à 20 °C.....	73

Figure III 14 :L'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°2 510,3 NTU)) (Le mélange lent à 30 t/mn, pour 20 min) à 20 °C.....	73
Figure III 15 :L'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°3(5,1 NTU)) (le mélange lent à 30 t/mn, pour 20 min) à 20 °C.	73
Figure III 16 : L'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°1(53,5 NTU))	75
Figure III 17 :L'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°2(10,3 NTU))	75
Figure III 18: L'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°2(5,1 NTU))	75
Figure III 19 :L'optimisation du pH (solution N°1 (53,5 NTU)).....	78
Figure III 20 :L'optimisation du pH (solution N°2 (10,3 NTU)).....	79
Figure III 21:L'optimisation du pH (solution N°3 (5,1 NTU)).....	79
Figure III 22:L'optimisation du floculant (la coagulation par le chitosane)	80
Figure III 23:L'optimisation du floculant (la coagulation par le cactus).....	80
Figure III 24:L'optimisation du floculant (la coagulation par l'alun)	81
Figure III 25:Effet de la turbidité de l'eau saumâtre sur la coagulation floculation.....	81
Figure III 26:Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa.	85
Figure III 27:Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa [UH050].....	86
Figure III 28:Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane HC030.....	87
Figure III 29 :Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane UH050.	87
Figure III 30 : t/v en fonction de volume avec la membrane HC030.....	88
Figure III 31 : t/V en fonction de volume avec la membrane UH050.....	89
Figure III 32: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa.	91
Figure III 33: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa	91
Figure III 34 : Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane HC030 (après CFD).	92
Figure III 35: Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane UH050 (après CFD).	93
Figure III 36 : tc/Vc en fonction de volume cumulé avec la membrane HC030.....	94
Figure III 37: tc/Vc en fonction de volume avec la membrane UH050.....	94
Figure III 38: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage avec la membrane NF270 (le perméat avant l'étape de la coagulation-floculation-décantation).....	98
Figure III 39: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF270 (le perméat après l'étape de l'ultrafiltration seul).	98
Figure III 40 : Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD-UF).....	98
Figure III 41: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage avec la membrane NF200 (le perméat avant l'étape de la coagulation-floculation-décantation).....	99
Figure III 42: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF200 (le perméat après l'étape de l'ultrafiltration seul).	99
Figure III 43 : Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF).	99
Figure III 44: la Variation de la concentration en sels (Cs) dans les perméats de NF270 en fonction de la pression lors de la filtration de perméats issus de différents prétraitements.	100
Figure III 45 : la Variation de la concentration en sels (Cs) dans les perméats de NF200 en fonction de la pression lors de la filtration de perméats issus de différents prétraitements.....	100
Figure III 46: Evolution de la rétention de sel en fonction de la pression (la membrane NF270)	101
Figure III 47 : Evolution de la rétention de sel en fonction de la pression (la membrane NF200)	101
Figure III 48: tc/Vc= f(Vc) avec la membrane NF270 (le perméat de la coagulation-floculation-décantation)	102
Figure III 49: tc/Vc= f(Vc) avec la membrane NF270 (le perméat après UF50).....	102
Figure III 50: tc/Vc= f(Vc) avec la membrane NF270 (le perméat après UF30).....	103
Figure III 51: tc/Vc= f(Vc) avec la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD-UF50).	103
Figure III 52: tc/Vc= f(Vc) avec la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD- UF30).	103

Figure III 53 $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après CFD).....	104
Figure III 54: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après UF50).....	104
Figure III 55: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après UF30).....	104
Figure III 56 $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF50).....	105
Figure III 57: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF30).	105
Figure III 58 : Valeurs du MFI de l'eau prétraitée par différents procédés de prétraitement.....	106

Liste des tableaux :

Tableau I 1: Classification des eaux salées selon la quantité de solides totaux dissous (le TDS).....	6
Tableau I 2: Variation du flux et de la conductivité de l'eau par les différents nettoyages acide/base.....	17
Tableau I 3: Les stations de dessalement de l'eau saumâtres à Ouargla.....	25
Tableau I 4: Liste de quelques espèces végétales utilisées comme coagulants.	40
Tableau I 5: source potentielles de chitine	42
Tableau I 6: Comparaison économique entre le prétraitement membranaire et conventionnel.....	49
Tableau I 7: Lois de filtration frontale décrivant les différents mécanismes de colmatage.....	52
Tableau II 1: Caractéristiques de l'eau synthétique	55
Tableau II 2: Propriétés des membranes utilisées et leurs fabricants.....	57
Tableau III 1: Caractéristiques de l'eau synthétique.....	65
Tableau III 2: Comparaison de l'efficacité des coagulants	82
Tableau III 3: Caractéristiques de l'eau synthétique.....	84
Tableau III 4 : Valeurs des perméabilités d'eau distillée (Lp).....	84
Tableau III 5: Valeurs de résistance de membranes HC030 et UH050 avant et après filtration.	86
Tableau III 6 : La solution N°1 après CFD par le chitosane (coagulation-floculation-décantation)	90
Tableau III 7: Valeurs des perméabilités eau distillée (Lp).....	90
Tableau III 8: Valeurs de résistance de membranes HC030 la membrane UH050 avant et après filtration.....	92
Tableau III 9: Les analyses d'eau après CFD par le chitosane	96
Tableau III 10: Les analyses d'eau après UF seule	96
Tableau III 11 : les analyses d'eau après CFD -UF	96
Tableau III 12: Valeurs des perméabilités d'eau distillée (Lp), et de la solution saumâtre (Lp')	97

Liste des symboles et abréviations

Nomenclature

C_c	Concentration du coagulant (mg/l)
C_f	Concentration du floculant (mg/l)
C_o	la conductivité de la solution d'alimentation ($\mu\text{s}/\text{cm}$)
C_p	la conductivité du perméat ($\mu\text{s}/\text{cm}$)
C_s	concentration en sels dans le perméat (mg/l)
E_A	l'énergie attractive
E_R	l'énergie répulsive
F_A	Force d'attraction gravitationnelle de VAN DER VAALS
F_R	Force de répulsion électrostatique
G	gradient de vitesse (s^{-1})
$J.C_0$	gradient de pression (pa/m)
J_v	Flux d'eau à travers la membrane ($\text{l. h}^{-1}.\text{m}^{-2}$)
L_p	la perméabilité hydraulique d'eau distillée ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)
L_p'	la perméabilité hydraulique d'eau saumâtre ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)
L_p''	la perméabilité hydraulique d'eau saumâtre prétraitée ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)
P_c	la pression critique (bar)
p_Z	potentiel Zéta (V)
Q	Débit (l/h)
R	Rendement (%) / Taux de rétention (%)
R_c	Résistance due au colmatage (m^{-1})
R_g	Résistance au gâteau (m^{-1})
R_m	Résistance de la membrane (m^{-1})
R_t	Résistance totale (m^{-1})
S	la section de la membrane (m^2)
T	Température ($^{\circ}\text{C}$)
t	Temps de volume filtrés (second)
t_c	temps cumulée (min)
V	volume filtré (l)
V_c	volume filtré cumulée (l)
ΔP	la pression transmembranaire (bar)

Lettres grecques :

$\Delta\Pi$	Différence de pression osmotique de part et d'autre de la membrane (Pa)
θ	température (K)
μ	Viscosité dynamique de l'eau (Pa.s)
μ_T	Viscosité de l'eau à la température de la solution (Pa.s)
Π	Pression osmotique (bar)

Abbreviations

ASTM	American Society for testing and materials
CFD	Coagulation-Floculation et Décantation
CPAM	Polyacrylamides cationiques
CR	Cellulose Régénérée
ECH / DMA	Polymères D'épichlorhydrine / Diméthylamine
IDA	International Desalination Association

MES	Matières en Suspension
MF	Microfiltration
MFI	Modified Fouling Index
NF	Nanofiltration
NTU	Unité de Turbidité Néphélométrique
OI	Osmose Inverse
OMS	Organisation mondiale de la santé
PACI	Chlorures de Polyaluminium
PACS	Chloro-Sulfates de Polyaluminium
PAM	Polyacrylamides
PAS	Sulfates de Polyaluminium
pDADMAC	Chlorure de Polydiallyldiméthylammonium
PES	Polyethersulfone
PeSH	Polyéthersulfone Hydrophile
PFC	Chlorure Polyphrique
PFS	Sulfate Polyphrique
pH	Potentiel d'hydrogène.
PICl	Chlorure de fer Polymère
PIM	Polymères à Microporosité Intrinsèque
PP	Prolypropylène
ppm	Partie par million.
PSf	Polysulfone
Ptm	Pression Transmembranaire
PVDF	Polyfluorure de Vinylidène
SDI	Silt Density Index
SE	Effluents Secondaires
TDS	Solides Dissous Totaux
UF	Ultrafiltration
WHO	World Health Organization

Introduction Générale

Introduction générale :

Une étude géologique aux Etats-Unis a constaté que 96.5% de l'eau sur terre est située dans les mers et les océans, alors que 1.7% est situé dans les calottes glaciaires. Approximativement, 0.8% est considéré en tant que de l'eau douce. Le pourcentage restant se compose de l'eau saumâtre, l'eau légèrement salée trouvée en tant qu'eau de surface dans les estuaires et comme eaux souterraines en couches aquifères salées (WHO et UNICEFF, 2015).

En 2006, Maurel a prévu que 1.4 milliard d'habitants n'auront pas accès à d'eau douce. Il a estimé que ce nombre atteindra jusqu'à 2.3 milliards en 2031 (Maurel, 2006).

L'augmentation de la demande en eau pour les utilisations domestiques, en raison de la croissance démographique et du niveau de vie croissant, combinée à des problèmes croissants de pollution de l'environnement, a entraîné une surexploitation des sources d'eau potable renouvelables. À l'heure actuelle, 91% de la population mondiale, soit environ 6,6 milliards de personnes, utilisent des sources améliorées d'eau potable (WHO and UNICEFF, 2015). Au-delà de ces considérations démographiques et environnementales, le dessalement est maintenant une solution économiquement viable dans les pays industrialisés, ainsi que dans d'autres régions, qui manquent de ressources en eau. Dans de nombreuses régions du monde, la forte demande d'eau potable a poussé les décideurs et les administrateurs à réfléchir au traitement de l'eau saumâtre pour produire de l'eau potable (Bonnely, 2009).

L'eau saumâtre contient moins de TDS (solides dissous totaux) que l'eau de mer mais plus que l'eau douce. L'eau saumâtre contient des solides dissous totaux (TDS) avec des concentrations allant de 1000 mg / L à 15000 mg/L (Lauren et al., 2009). Les procédés de dessalement utilisés dans le traitement de l'eau saumâtre sont généralement basés sur l'osmose inverse (Bonnely, 2009). Mais l'inconvénient majeur des membranes d'osmose inverse est leur hypersensibilité au colmatage, d'où la nécessité d'un prétraitement avant ce procédé. Le prétraitement est fait soit de manière conventionnelle ou bien membranaire.

Le prétraitement conventionnel, répandu et actuellement utilisé dans les usines de dessalement opérant dans le monde entier, repose sur un certain nombre de procédures de séparations physicochimiques (coagulation/floculation, décantation, filtration en profondeur, etc.) (Chatkaew, 2009). La coagulation et la floculation sont des méthodes couramment utilisées pour l'élimination de la turbidité de l'eau, et sont généralement menées par l'ajout de produits chimiques, tels que les sels d'aluminium et de fer ainsi que les polyélectrolytes (Protima et al., 2014). Bien que l'efficacité des produits chimiques susmentionnés en tant que coagulants soit bien reconnue, il convient de mentionner certains inconvénients associés à

l'utilisation de ces coagulants, tels que leur inefficacité dans l'eau à basse température, des coûts d'approvisionnement relativement élevés, des effets néfastes sur la santé, la production de gros volumes de boues et le fait qu'ils affectent de manière significative le pH de l'eau traitée. Il existe également des preuves qui relient les coagulants à base d'aluminium au développement de la maladie d'Alzheimer chez les êtres humains. Il est donc souhaitable de remplacer ces coagulants chimiques par des produits qui ne génèrent pas de tels inconvénients, tels que les polymères et les coagulants naturels (Yin, 2010).

Au cours des dernières années, le chitosane a été utilisé comme coagulant dans le traitement de l'eau (Folkard et al., 2000). C'est un biopoly amino-saccharide linéaire naturel, est obtenu par désacétylation alcaline de la chitine, qui est le principal composant des cuticules protectrices des crustacés, tels que les crabes, les crevettes, les homards, ainsi que les parois cellulaires de certains champignons comme les *aspergillus* et *mucor* (Qin et al., 2006). En outre, le chitosane a été étudié pour être utilisé comme coagulant non toxique ou flocculant pour une grande variété de suspensions, y compris le limon et les microorganismes rencontrés dans l'eau des rivières. Une coagulation efficace pour l'élimination de la turbidité a été obtenue dans l'eau du robinet lorsqu'on utilise des doses beaucoup plus faibles de chitosane que ce qui serait nécessaire pour la neutralisation complète de la charge de la bentonite (Roussy et al., 2005).

Le Cactus est un autre coagulant qui a été largement utilisé dans le traitement de l'eau. Cactus, un membre de la famille des plantes Cactaceae, est bien adapté aux terres arides et chaudes, où les plantes ont une capacité marquée à résister à une sécheresse prolongée (Cárdenas et al., 1997). Le cactus appartient au genre *Opuntia*, une plante xérophyse succulente qui peut stocker de grandes quantités d'eau et n'a aucun impact négatif sur la santé humaine (Habibi, 2004). Il a été déterminé, par deux études distinctes, que l'extrait de haricot long indépendant était inefficace pour traiter des turbidités élevées (Liew et al., 2004) tandis que le cactus *Opuntia* présentait une efficacité élevée d'élimination de la turbidité (Zhang et al., 2006).

Le prétraitement par procédé membranaire trouve de plus en plus sa place dans les étapes de prétraitement avant osmose inverse. Fréquemment, les colloïdes et les particules en suspension qui subissent un prétraitement conventionnel contribuent à l'encrassement de la membrane d'osmose inverse difficile à éliminer (Brehant et al., 2002). Par conséquent, l'utilisation des membranes de taille de pores telles que l'UF (compris entre 2 et 100 nm de diamètre) a progressivement gagné l'acceptation ces dernières années comme le prétraitement préféré avant l'osmose inverse (Pearce, 2007).

L'inconvénient principal du prétraitement par un procédé membranaire repose sur la propension inhérente d'une membrane à retenir les espèces colmatantes de l'eau brute, et de ce fait, à se colmater elle-même. De plus, les membranes d'ultrafiltration permettent le passage des matières organiques susceptibles de participer ensuite à la formation du biofilm sur les membranes d'osmose inverse et qui constitue le principal talon d'Achille de ce procédé.

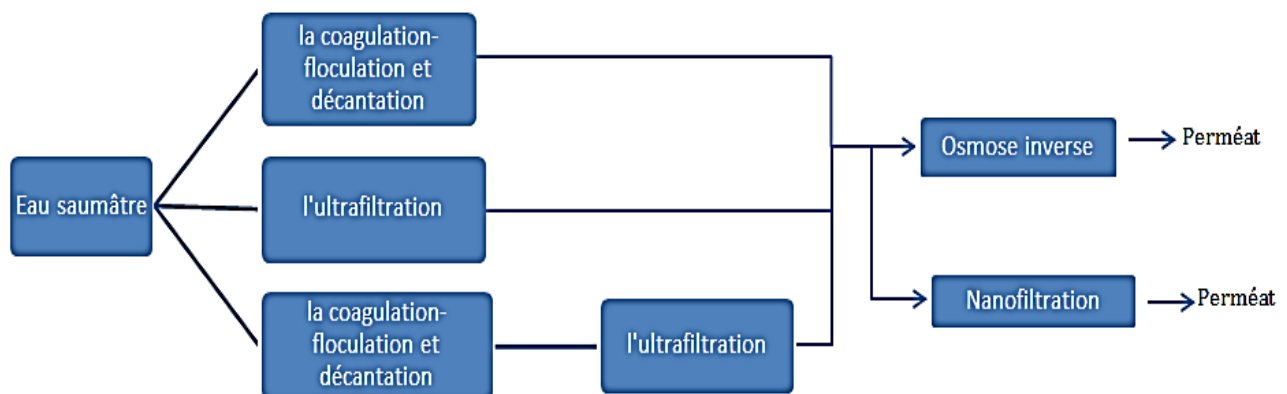
Un autre processus concurrent pour le dessalement de l'eau saumâtre dans un proche avenir est la nanofiltration (NF). La capacité des membranes NF à déminéraliser partiellement ou sélectivement des solutions salées en fait une technique intéressante à bien des égards en raison du développement récent de nouvelles membranes NF. La NF semble être le procédé de dessalement économique pour le dessalement d'eau saumâtre en raison de sa faible consommation d'énergie. NF offre le grand avantage de coûts d'exploitation plus bas que l'osmose inverse.

Les matériaux de membrane à faible coût ont également contribué à son utilisation, le rendant moins cher que l'autre méthode mentionnée précédemment. Ayant des pores plus ouverts et fonctionnant avec des pressions plus faibles, ce processus donne lieu à un flux de perméat élevé et à une rétention sélective entre les ions divalents et monovalents (Haddada et al., 2004).

Dans cet esprit, cette thèse a été orientée vers l'étude de :

- La comparaison entre les différents procédés de prétraitement avant l'osmose inverse des eaux faiblement saumâtres ;
- La possibilité de remplacement des membranes de nano filtration à la place de l'osmose inverse dans le traitement des eaux faiblement saumâtres.

(voir figure ci-dessous)



Le corps de la rédaction se compose de trois chapitres :

- Le premier chapitre est une étude bibliographique qui présente tout d'abord l'état de l'art des procédés de dessalement. Ensuite, le positionnement du prétraitement conventionnel et mis à mis du membranaire avant l'osmose inverse.
- Le deuxième chapitre est consacré à la description des matériels et des méthodes utilisées pour les expériences réalisées en laboratoire.
- Le troisième chapitre est lié aux résultats et aux discussions. Les résultats de ce travail sont présentés en deux parties.
 - La première partie est une étude fondamentale d'un prétraitement d'une « modèle » faiblement saumâtres et fortement turbides, le prétraitement est fait par trois procédés différents :
 - un prétraitement conventionnel seul (coagulation-floculation-décantation) ;
 - un prétraitement membranaire seul (ultrafiltration) ;
 - coagulation-floculation-décantation couplé à l'ultrafiltration.
 - La deuxième partie est une étude sur l'influence des prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire ;en tant que traitement de finition.
- Enfin, les principaux résultats obtenus au cours de ce travail sont synthétisés et des perspectives sont proposées.

Chapitre I :

Etude Bibliographique et

état de l'art

I.1.Dessalement de l'eau: vue globale

I.1.1.Introduction :

Les ressources en eau douce dans le monde sont en diminution sous l'effet de la croissance démographique, de l'expansion de l'activité industrielle et du changement climatique. Le manque d'eau potable concerne principalement les pays ayant des réserves limitées ou bien se trouvant dans des zones arides tels que le Moyen- Orient, ou l'Afrique du Nord. Ces pays ont eu recours au dessalement de l'eau de mer pour satisfaire leurs besoins. En effet, l'eau disponible sur notre planète se trouve à 97% dans les mers et les océans. Elle doit alors être traitée pour être rendue potable. L'homme a commencé par produire des petites quantités à partir de simples bouilleurs pour arriver au cours des dernières années à une production de 120 millions m³/j en 2016 (la plus grande usine est en Israël à Sarek 600 000 m³/j).

I.1.2.Disponibilité de l'eau :

L'hydrosphère terrestre représente 1,38 milliards de km³ d'eau. Comme représenté sur la figure I 1 ; 97,5% d'eau de mer avec celle des océans couvrant environ 71% de la surface terrestre. Seulement les 2,5% de l'hydrosphère étant de l'eau douce, 69,5% étant sous forme de glace ou de la couverture de neige dans l'Arctique, l'Antarctique et les régions montagneuses. Les autres 30,1% sont des eaux souterraines Estimées à 10 millions de km³ (Bindra et al., 2001). Enfin, les lacs et les rivières représentent 0,4% d'eau douce, c'est-à-dire autour d'un 1/150000^{ème} de l'eau sur la terre. Le problème principal de l'eau au début du XXI^e siècle et celui de l'insuffisance et de l'approvisionnement incertain. Les quantités finies de réserves d'eau existantes développées ont dépassé la demande croissante dans de nombreuses régions du monde.

L'augmentation de la demande en eau pour les usages domestiques, due à la croissance de la population et à l'élévation du niveau de vie, associée à des problèmes progressifs de pollution de l'environnement, a conduit à une surexploitation des sources d'eau directement potable mais non renouvelable et à la diminution de la qualité de l'eau. Plus de 1,4 milliard de personnes n'ont pas accès à l'eau potable (WHO et UNICEFF, 2015) et environ 2,3 milliards de personnes (40% de la population mondiale) vivent dans des régions où la pénurie d'eau existe d'ici 2031(Bonnely, 2009).

Au-delà de ces considérations démographiques et environnementales, le dessalement est maintenant une réponse économiquement viable pour les pays industrialisés comme pour les régions qui manquent de ressources en eau.

Dans de nombreuses régions, la demande intensive et importante en eau douce conduit les gestionnaires et les responsables de la gestion de l'eau du retour aux ressources en eau saumâtre pour la production d'eau douce (Greenlee , 2009).

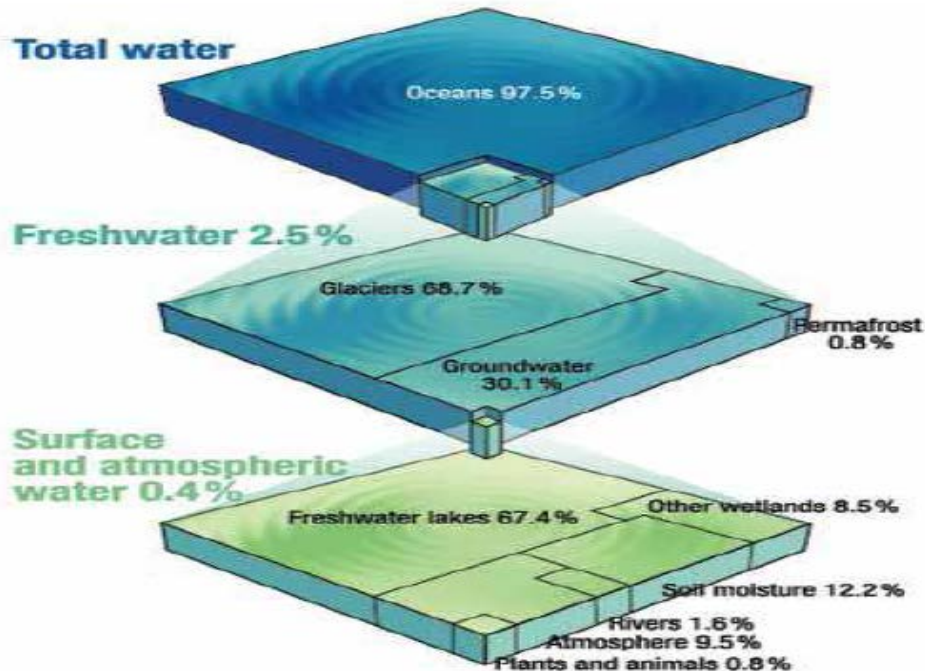


Figure I 1 : L'hydrosphère de la terre (Bremere et al., 2001).

1.1.3. Le dessalement des eaux :

Le dessalement consiste à évacuer les solides dissous des eaux saumâtres et de l'eau de mer pour produire de l'eau potable. La quantité de sel dans l'eau est habituellement décrite par la concentration de solides dissous totaux (TDS) dans l'eau. Le TDS désigne la somme de tous les minéraux, métaux, cations et anions dissous dans l'eau. L'eau qui contient des quantités importantes de sels dissous est appelée eau salée et est exprimée comme la quantité de TDS dans l'eau en mg/l (Dach, 2008).

1.1.3.1. L'eau saumâtre par rapport à l'eau de mer :

L'industrie du dessalement fait une distinction entre l'eau de mer et l'eau saumâtre. La classification de l'eau de source en fonction de la quantité de solides dissous est donnée dans le tableau I 1.

Tableau I 1: Classification des eaux salées selon la quantité de solides totaux dissous (le TDS)

source d'eau	TDS (mg/l)
eau potable	<1000
Eaux légèrement saumâtres	1000 -5000
Eaux modérément saumâtres	5000-15000
Eaux fortement saumâtres	15000-35000
eau de mer	35000-48000

Les éléments sont dissous dans l'eau de mer, mais seulement deux éléments (chlorure et sodium) représentent plus de 85% en poids de toute l'eau dissoute. L'eau de mer est une solution saline de composition constante. L'eau saumâtre contient moins de TDS que l'eau de mer mais plus que l'eau douce. Les concentrations de TDS dans l'eau saumâtre peuvent varier entre 1000 mg/l et 15000 mg/l; La plupart des environnements d'eau saumâtre sont dynamiques et les niveaux de TDS dans ces derniers fluctuent spatialement et temporellement. La salinité des eaux de surface saumâtres près de la côte peut varier en fonction de la marée, de la quantité d'eau douce entrant dans le système sous forme de flux de pluie ou de rivière et de la vitesse d'évaporation. Des eaux saumâtres sont également présentes dans les aquifères côtiers. Certaines nappes aquifères profondes contiennent de l'eau saumâtre qui se produit dans des conditions naturelles. Dans les aquifères côtiers, les prélèvements excessifs d'eau souterraine peuvent faire migrer l'eau de mer vers les aquifères d'eau douce (phénomène connu sous le nom d'intrusion d'eau salée) et créer de l'eau saumâtre dans l'aquifère (Basile et Charcosset ,2016).

1.1.3.2.La Croissance de la capacité de dessalement dans le monde :

Une forte augmentation du nombre de projets de dessalement pour approvisionner en eau est à noter. Cela est passé de 326 m³/j en 1945 à plus de 5 000 000 m³/j en 1980 et à plus de 35 000 000 m³/j en 2004 (Jiménez, 2011). En 2008, la capacité quotidienne totale était de 52 333 950 l/j, contre quelque 14 000 usines en exploitation dans le monde (Seamonds, 2008). En 2011, la capacité totale était d'environ 67 000 000 m³/j, alors qu'en 2012 elle était estimée à environ 79 000 000 m³/j sur quelque 16 000 usines dans le monde (Voutchkov ,2012).

Il y a environ 23 000 usines de dessalement dans plus de 150 pays traitant plus de 85 000 m³/j, dont plus de la moitié au Moyen-Orient et le nombre augmente sans cesse en 2013-2014, environ 564 nouveaux contrats ont été contractés (IDA, 2014).

La période de juin 2015 à juin 2016 a vu une augmentation de 3,7 millions de m³/j de capacité de dessalement ajoutée à l'échelle mondiale, contre 3,2 millions de m³/j l'année précédente.

Globalement, la capacité installée cumulée des 18 983 usines de dessalement considérées en ligne est de 88,6 millions de m³/j. Ce nombre inclut les usines en construction qui devraient être achevées à la fin de 2016. La capacité globale cumulée au 30 juin 2016 atteignait 95,6 millions de m³/j (IDA, 2016).

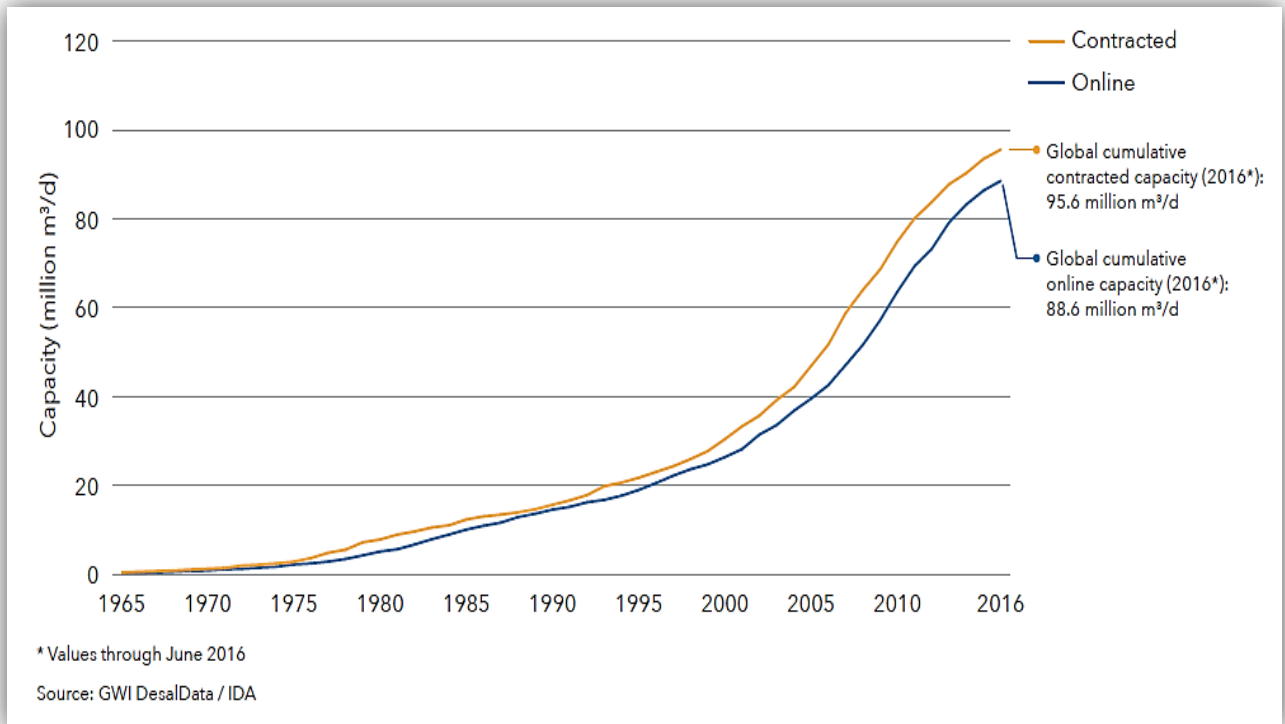


Figure I 2: La capacité cumulée contractuelle et en ligne (1965-2016) (IDA, 2016).

I.1.3.3. Les technologies de dessalement :

La filière de traitement d'une usine de dessalement d'eau de mer est constituée de 4 postes : prise d'eau de mer (puits côtier ou eaux de surface), prétraitement, procédé de dessalement, post-traitement (Maurel, 2006) (Figure I 3).

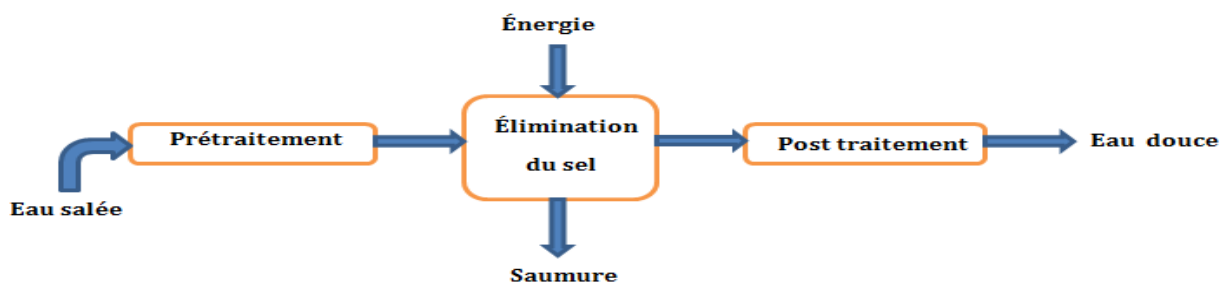


Figure I 3: Le système de dessalement typique (Maurel, 2006).

Les processus de dessalement de l'eau nécessitent des quantités importantes d'énergie pour obtenir la séparation du sel et pour obtenir de l'eau fraîche. La quantité et le type de l'énergie requise diffèrent selon la technique utilisée (Ahmed et al., 2002).

Le choix de la technologie utilisée pour le dessalement de l'eau dépend d'un certain nombre de facteurs propres au site, notamment la qualité de l'eau de source, l'utilisation prévue de l'eau produite, la taille de l'usine, les coûts d'investissement, les coûts énergétiques et le

potentiel de réutilisation énergétique (Al-Subaie et al., 2007). Les procédés de dessalement testés commercialement sont donnés sur la figure I 4.

Le dessalement de l'eau peut être réalisé par différentes techniques qui peuvent être classées en deux catégories: les processus thermiques et membranaires.

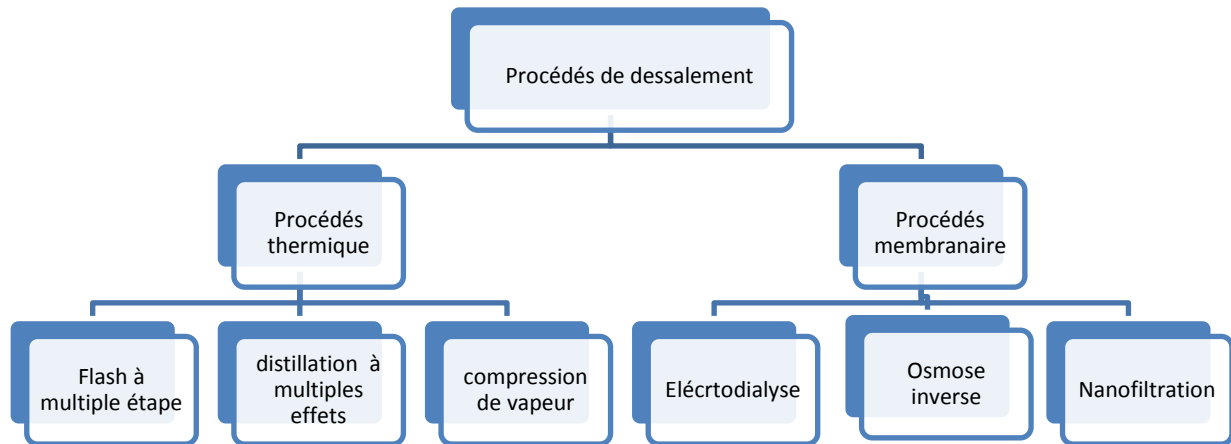


Figure I 4: Les processus de dessalement industriel (Maurel, 2006).

1.1.3.4. Les technologies actuelles et leurs mérites et démérites :

En examinant toutes les usines de dessalement installées dans le monde, nous nous rendons compte que deux grandes technologies de dessalement sont utilisées: l'osmose inverse avec 65% et la distillation a multiple effet avec 21% de production (IDA, 2014).

La figure I 5 montre la part des capacités installées de dessalement par le processus.

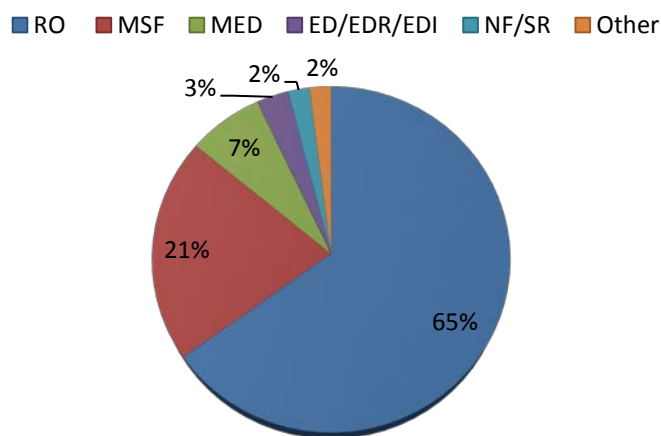


Figure I 5 : La capacité d'installation de dessalement par procédés (IDA, 2014).

Le procédé d'osmose inverse présente plusieurs avantages comparé aux procédés de distillation. Il a la particularité de pouvoir traiter des eaux ayant une plus forte salinité qu'en distillation. De plus, la consommation énergétique est faible ce qui rend les usines de

dessalement d'eau de mer par osmose inverse plus rentable que les usines fonctionnant avec le procédé de distillation (Gaid et al., 2007).

I.1.4. Le dessalement des eaux saumâtres :

I.1.4.1. Définition des eaux saumâtres :

L'eau saumâtre peut résulter du mélange d'eau douce et de mer, comme dans les estuaires, ou elle peut être produite par l'ingénierie des digues. On trouve de l'eau saumâtre dans les rivières, les lacs, les estuaires et le sous-sol; Cependant, les emplacements spécifiques qui contiennent de l'eau saumâtre ne sont pas facilement identifiables (Corbitt, 1999).

La composition des eaux saumâtres (c'est-à-dire l'eau des puits, l'eau des lacs, les eaux de surface et les effluents secondaires provenant du traitement des eaux usées) est extrêmement variable et une analyse de l'eau est indispensable pour une bonne conception du procédé (Corbitt, 1999).

I.1.4.1.1. Eaux souterraines saumâtres :

La plus grande source d'eau saumâtre est souterraine. Les réserves d'eaux souterraines saumâtres se trouvent dans de nombreuses régions du monde, y compris les États-Unis, le Canada, le Mexique, l'Europe du Sud et de l'Ouest, l'Afrique du Nord, le Moyen-Orient, l'Australie, l'Afrique de l'Ouest et l'Amérique du Sud. Plus de la moitié de la superficie des États-Unis est sous-jacente aux eaux salines, contenant des concentrations totales de solides dissous entre 1000 mg/l et 3000 mg/l (Corbitt, 1999).

Dans les zones côtières, l'intrusion d'eau salée se produit principalement par un empiètement latéral et par des puits verticaux à proximité près de la décharge. Dans les endroits où l'eau souterraine est pompée par des aquifères qui sont en connexion hydraulique avec la mer, les gradients induits peuvent provoquer la migration d'eau salée vers un puits. Les prélèvements d'eaux souterraines modifient également les tendances du débit et de la décharge des eaux souterraines vers les écosystèmes côtiers, ce qui peut altérer les concentrations en nutriments et la salinité des voies côtières et des zones humides côtières (Susan et al., 2004).

L'eau du puits est une source d'alimentation régulière qui présente un faible potentiel de colmatage. Cette source nécessite typiquement un schéma de prétraitement très simple tel que l'acidification et/ou le dosage anti-scalant et un filtre à cartouche. (DOW, 2008).

I.1.4.1.2. L'eau saumâtre de surface :

L'eau saumâtre de surface est une source d'eau variable, affectée par des facteurs saisonniers. Ces eaux ont de fortes turbidités, et de la matière organique naturelle. La silice et les silicates dans les eaux de surface ont tendance à se trouver dans des formes colloïdales non réactives.

Les ions ferreux associés aux bactéries réductrices du fer survivent à l'oxydation de l'air dans les environnements anaérobies des puits, de même que les ions sulfures associés aux bactéries sulfatées dans certains puits. Lorsqu'ils émergent à l'atmosphère en surface, les ions ferreux s'oxydent aux espèces d'hydroxyde ferrique rouge dans l'eau de surface et les eaux de sulfure forment du soufre colloïdal et du gaz sulfure d'hydrogène (Robert et al., 2011).

Il a un potentiel d'encrassement élevé, à la fois microbiologique et colloïdal que l'eau du puits. Le prétraitement des eaux de surface est plus complexe que l'eau des puits. Des étapes supplémentaires de prétraitement incluent souvent des procédés tels que la chloration, la coagulation/floculation, la clarification, la filtration multimédia, la déchloration, l'acidification et / ou le dosage anti-tartre pour ce type de source d'alimentation (DOW, 2008).

1.1.4.1.3. Effluent secondaire (SE) :

Les eaux usées traitées dans le procédé de traitement secondaire sont appelées effluents secondaires (SE) qui peuvent être rejetés dans les voies d'eau. La qualité de ces effluents dépend des sources de rejets, des types, des niveaux et de l'intensité du traitement appliqué.

La SE peut avoir une charge de solides en suspension élevée variable et changeante avec une grande partie de matières colloïdales, organiques et bactéries. Pour ceux-ci, sans un prétraitement, il n'est pas possible d'utiliser cet effluent pour l'osmose inverse pour le recyclage de l'eau de récupération de qualité potable dans des sources indirectes. Des options de prétraitement appropriées sont nécessaires pour réduire le dépôt cellulaire et la bio-croissance subséquente.

La présence d'une charge élevée de solides en suspension, de polluants organiques et de micro-organismes joue un rôle préjudiciable dans l'encrassement des membranes. La matière organique provoque des sous-produits lors de la désinfection et une source de carbone pour les micro-organismes qui vont proliférer (Santosh et al., 2012).

1.1.4.2. Dessalement de l'eau saumâtre :

Les procédés de dessalement mis en œuvre dans le traitement des eaux saumâtres sont généralement basés sur l'osmose inverse (Bonnely, 2009).

Le procédé d'électrodialyse constitue un choix plus réaliste pour le dessalement de l'eau saumâtre, car il consomme peu d'énergie que l'osmose inverse lorsque la salinité de l'eau d'alimentation est inférieure à 3000 mg/l (Walha et al., 2007). Toute fois n'éliminé pas la MO et les micro-organisme

Un procédé de membrane concurrente pour le dessalement de l'eau saumâtre dans un proche avenir est la nanofiltration (NF). Etant donné que l'osmose inverse ne peut pas être utilisée

pour une déminéralisation partielle et/ou sélective, la NF est plus appropriée pour la production d'eau potable directement sans nécessiter de reminéralisation. La capacité des membranes NF à déminéraliser partiellement ou sélectivement des solutions salées en représente une technique intéressante à bien des égards en raison du développement récent de nouvelles membranes NF (Haddada et al., 2004).

1.1.4.2.1. Dessalement des eaux saumâtres par l'osmose inverse :

a) Principe de l'osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de filtration tangentielle qui permet l'extraction d'un solvant, le plus souvent l'eau, par perméation sélective à travers une membrane dense sous l'action d'un gradient de pression (Fell, 1995). Elle s'oppose au phénomène naturel d'osmose qui tend à transférer le solvant d'une solution diluée vers une solution concentrée mises en contact par une membrane sélective sous l'action du gradient de concentration (Figure I 6).

Lorsqu'une pression est appliquée sur le compartiment le plus concentré, le flux de solvant diminue jusqu'à s'annuler pour une pression égale à la pression osmotique de la solution.

Lorsque la pression appliquée est supérieure à cette pression osmotique, le flux s'inverse : c'est le phénomène d'osmose inverse. La pression efficace correspond donc à la pression de part et d'autre de la membrane (pression transmembranaire, P_{tm}) diminuée de la différence de pression osmotique ($\Delta\Pi$) de part et d'autre de la membrane (Fell, 1995).

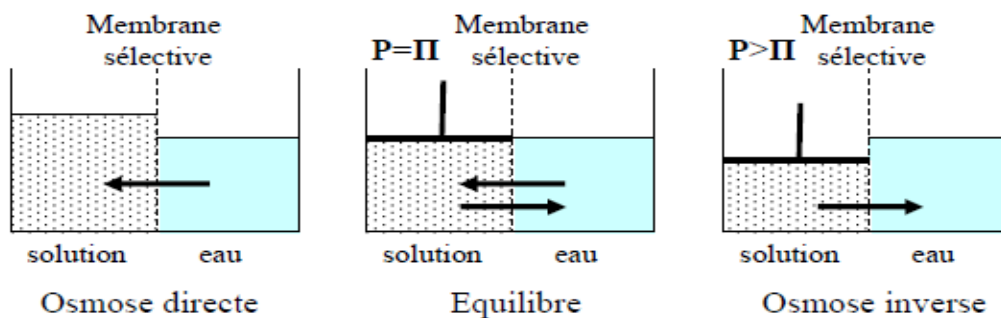


Figure I 6 : Le principe de l'osmose et de l'osmose inverse

Pour les solutions diluées, considérées comme thermodynamiquement idéales, la pression osmotique est calculée à partir de l'équation de Van't Hoff (Maurel, 1998) :

$$\Pi = i.C.R.T \quad (\text{Equation I 1})$$

Avec :

Π : Pression osmotique (bar) ;

i : Nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte ;

C : Concentration molaire (mol.l^{-1}) ;

R : Constante des gaz parfaits ($0,082 \text{ l.bar.mol}^{-1}\text{K}^{-1}$) ;

T : Température absolue (K).

b) Mécanisme de transfert

Dans le cas de l'osmose inverse, les transferts de solvant et de soluté au travers d'une membrane semi-perméable se font par solubilisation-diffusion ; toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci sous l'action d'un gradient de concentration et de pression.

En absence de colmatage, le flux de solvant (ici l'eau) à travers la membrane est exprimé par l'équation suivante : (Maurel, Technique de l'Ingénieur).

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \Pi}{\mu R_m} \quad (\text{Equation I 2})$$

Avec :

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

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 ($\text{Pa} \cdot \text{s}$) ;

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

- **La polarisation de concentration :**

Un phénomène limitant intervient lors de l'osmose inverse, il s'agit de la polarisation de concentration au voisinage de la membrane. Comme montré dans la figure I 7, la polarisation de 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 ($J \cdot C_0$) 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 concentration est un phénomène réversible qui disparaît si la force motrice de transfert est annulée (Maurel, Technique de l'Ingénieur).

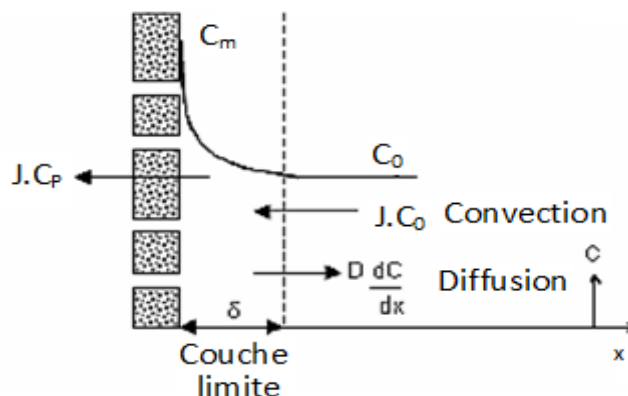


Figure I 7:Le phénomène de la polarisation de concentration (Maurel, Technique de l'Ingénieur).

c) Limitations de l'osmose inverse

Le terme encrassement comprend l'accumulation de toutes sortes de couches sur la membrane et la surface d'espace d'alimentation, y compris le colmatage.

Ceci est une considération importante dans la conception et le fonctionnement des systèmes à membrane, car elle affecte les besoins de prétraitement, les exigences de nettoyage, les conditions de fonctionnement, le coût et les performances (Metcalf et Eddy, 2003).

Selon le type de matériau d'encrassement, quatre catégories de colmatage de membrane d'osmose inverse sont généralement reconnues (Liu et al., 2001), à savoir:

- Le colmatage par l'entartrage (l'encrassement inorganique);
- Le colmatage par dépôt : Le colmatage par dépôt peut être de deux natures différentes qui peuvent coexister: l'encrassement des particules/colloïdes et l'encrassement organique;
- le bio-colmatage (l'encrassement microbien/biologique).

➤ Colmatage par entartrage :

L'encrassement inorganique est provoqué par l'accumulation de précipités inorganiques tels que des hydroxydes métalliques et des «écailles», sur la surface de la membrane ou dans la structure des pores. Cet encrassement est une préoccupation majeure pour l'osmose inverse (OI) et la nanofiltration (NF) car ces membranes rejettent les espèces inorganiques. Si certains procédés de prétraitement tels que la coagulation et l'oxydation ne sont pas conçus ou utilisés correctement, ils peuvent introduire des hydroxydes métalliques sur la surface de la membrane ou dans la structure des pores, ce qui provoque ce type de colmatage (Santosh et al., 2012).

Luo et Wang en 2001, ont montré que des complexes colloïdaux (Si-Al-Fe) constituent l'entartrage principal de la membrane d'osmose inverse. Les éléments prédominants sont le silicium et l'aluminium qui représentent 23,81 % et 17,67 % respectivement des éléments totaux. La précipitation du silicium est probablement expliquée par l'effet de la présence des ions trivalents, à savoir Al^{3+} et Fe^{3+} (Luo et Wang, 2001).

D'autres auteurs, ont signalé que le phosphate de calcium était un important agent de mise à l'échelle des membranes d'osmose inverse pour le traitement des eaux usées lorsqu'elles fonctionnent à des températures de récupération élevées, ce qui entraîne généralement un blocage des pores de la membrane et un déclin plus important du flux que l'encrassement organique ou colloïdal (Santosh et al., 2012).

➤ *Colmatage par dépôt :*

Le colmatage par dépôt peut être de deux natures différentes qui peuvent coexister:

(i) le colmatage particulaire ou colloïdal :

Les particules et les colloïdes sont désignés sous le nom de particules biologiquement inertes qui sont de nature inorganique (argiles, silice, sel, oxydes métalliques), et proviennent de l'altération des roches. Bien que les particules biologiques (bactéries, micro-organismes les algues) et certaines matières organiques naturelles (agrégés naturels et synthétiques organiques) tombent dans la gamme de taille des particules et des colloïdes. Ces salissures dominant le colmatage des membranes (Potts et al., 1981).

Dans la plupart des cas, les particules et les colloïdes provoquent le colmatage réversible car leur accumulation sur les surfaces des membranes peut être facilement éliminée par des mesures de nettoyage hydraulique telles que lavage à contre-courant et épuration à l'air (Reardon et al., 2005).

(ii) le colmatage organique :

L'encrassement organique est profond dans la filtration membranaire avec de l'eau de source contenant des matières organiques naturelles (NOM) relativement élevées.

La matière organique naturelle est divisée en quatre sous-groupes, à savoir: les substances humiques, les exsudats microbiens et organiques dissous des tissus végétaux et déchets d'animaux (Jegatheesan et al., 2002).

plusieurs paramètres influent sur l'encrassement organique: les caractéristiques membranaires (Vander Bruggen et Vandecasteele, 2002), les propriétés de la matière organique, y compris le poids moléculaire et la polarité (Vander Bruggen et Vandecasteele, 2002), l'hydrodynamique et les conditions opératoires à la surface de la membrane, y compris le flux de perméat (Vander Bruggen et Vandecasteele, 2002 ; Wiesner et Chellan , 1999), la pression (Roudman et DiGiano , 2000 ; Le Roux et al., 2005), la polarisation de la concentration (Schaifer et al., 1998).

Ces facteurs mentionnés ci-dessus augmentent ou diminuent l'encrassement organique de la membrane. Une étude d'Al-Amoudi et Lovitt en 2007 ; indique que les paramètres chimiques (force ionique, fraction, etc.) et physiques (pression, vitesse et flux de perméat) jouent un rôle majeur dans le colmatage organique à la surface de la membrane d'osmose inverse (Al-Amoudi et Lovitt, 2007).

➤ *Le bio-colmatage (l'encrassement microbien / biologique) :*

Le bio-colmatage est causé par des microorganismes biologiquement actifs, des bactéries, des champignons et d'autres micro-organismes eucaryotes (Flemming et al., 1997).

Ces microorganismes excrètent des substances polymériques extracellulaires qui adhèrent à la surface de la membrane et provoquent la formation d'un biofilm (Chatkaew, 2009).

La gravité du bio-colmatage est fortement liée aux caractéristiques de l'eau d'alimentation. Les paramètres de qualité de l'eau qui indiquent le potentiel d'encrassement microbien sont classés en trois catégories (Liu et al., 2001): (a) les paramètres indiquant l'abondance des microbes, (b) les paramètres indiquant la disponibilité des nutriments et (c) Les paramètres indiquant les conditions environnementales pour la croissance microbienne (Santosh et al., 2012).

Les eaux saumâtres contiennent tous les éléments nécessaires pour le développement de micro-organismes. En osmose inverse, le colmatage par les biofilms est un phénomène majeur (Chatkaew, 2009). Au cours de l'autopsie d'une membrane d'osmose inverse utilisée dans le traitement des eaux souterraines saumâtres, Yang et al. en 2008, ont constaté que des quantités élevées de microbes sur tous les modules membranaires de la première étape provoquaient un bio-colmatage sévère, alors que la mise à l'échelle du carbonate de calcium dominait les modules membranaires du seconde étage (Yang et al., 2008).

d) La Résistance de colmatage :

Le colmatage dans ses différentes formes ajoute une résistance au transfert de matière à celle de la membrane , et la performance globale diminue significativement (Chatkaew, 2009).

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \Pi}{\mu (R_m + R_c)} \quad (\text{Equation I 3})$$

Avec :

J :Flux d'eau à travers la membrane (l. h⁻¹.m⁻²)

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

ΔΠ :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)

Le tableau I 2 présente les nettoyages chimiques de la membrane d'OI pour le dessalement d'eau par différentes solutions nettoyantes, afin de récupérer les performances de la membrane.

Tableau I 2: La variation du flux et de la conductivité de l'eau par les différents nettoyages acide/base (Sadhvani et Veza, 2001)

Produit chimiques	Variation du flux d'eau produite (%)	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

e) Estimation du potentiel de colmatage :

Pour caractériser le colmatage des membranes d'osmose inverse, différentes méthodes d'évaluation du potentiel de colmatage d'une eau ont été développées. Les plus utilisées sont le Silt Density Index (SDI) et le Modified Fouling Index (MFI).

➤ SDI (Silt Density Index) :

Le SDI est considéré comme un paramètre représentatif du potentiel de colmatage d'une eau saline d'alimentation dans un procédé d'osmose inverse. Un essai de SDI consiste en la filtration d'un échantillon d'eau à travers une membrane de 0,45 µm (microfiltration) de surface filtrante $1,73 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ à une pression transmembranaire constante de 2,07 bar. Le SDI est déterminé par une comparaison des temps de filtration, t_1 et t_2 , nécessaires pour obtenir un volume de filtration fixe respectivement au temps 0 et après un temps t (ASTM, 2002).

$$\text{SDI} = \frac{\left(1 - \frac{t_1}{t_2}\right) * 100}{T} \quad (\text{Equation I 4})$$

Avec :

SDI Silt Density Index (% min⁻¹)

t_1 : temps initial pour filtrer un échantillon de 500 mL (sec)

t_2 : temps pour filtrer un échantillon de 500 mL après le temps T (sec)

T : temps total d'écoulement (min)

➤ MFI (Modified Fouling Index):

Schippers et al. en 1980, ont proposé un autre indice pour estimer le potentiel de colmatage d'une eau, cet indice est nommé « Modified Fouling Index » (MFI). Le MFI est basé sur le fait que la formation de dépôt est proportionnelle à la concentration de la matière colloïdale et particulaire (Schippers et al., 1980).

La mesure du MFI est effectuée avec les mêmes membranes (0,45 µm) que la mesure du SDI. Le volume filtré est mesuré à la pression transmembranaire 210 kPa (2,07 bar) toutes les 30 secondes pendant le temps maximum de 20 minutes. Le MFI peut être calculé par :

$$\text{MFI} = \frac{\mu_{20}}{\mu_T} \frac{\Delta P}{\Delta P_0} \tan \alpha \quad (\text{Equation I 5})$$

Avec :

μ_{20} : Viscosité de l'eau à la température 20°C (Pa.s)

μ_T : Viscosité de l'eau à la température de la solution (Pa.s)

ΔP : Pression Transmembranaire appliquée (kPa)

ΔP_0 : Pression Transmembranaire à 210 kPa

$\tan \alpha$: Pente de la partie linéaire de la courbe de t/V vs V

La partie linéaire de la courbe obtenue en traçant t/V en fonction du volume filtré V décrit la filtration du travers d'un gâteau et elle est utilisée pour la détermination du MFI (Schippers et al., 1980).

1.1.4.2.2. Dessalement des eaux saumâtres par la nano filtration :

Le terme nanofiltration (NF) est composé du préfixe 'nano' qui se réfère à 1 nm. L'ordre de grandeur de la taille des plus petites molécules retenues par les membranes de nanofiltration et du terme 'filtration'. C'est une technique membranaire relativement récente qui couvre un domaine de séparation intermédiaire entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse et fonctionnant sous l'action d'un gradient de pression (Saidou, 2010).

a) Principe

Les nanofiltres sont mis en œuvre selon le principe de la filtration tangentielle avec un transfert de matière à travers la membrane dû à un gradient de pression pouvant varier entre 10 et 40 bar. La nanofiltration permet d'avoir une sélectivité importante entre les différents solutés d'une solution à séparer (Saidou, 2010).

Les solutés retenus sont des sels ionisés multivalents (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Al^{3+} , SO_4^{2-} , ...), des composés organiques de masse molaire faible (glucose, fructose, ...) ainsi que, partiellement, des sels monovalents (Chevereau, 2010).

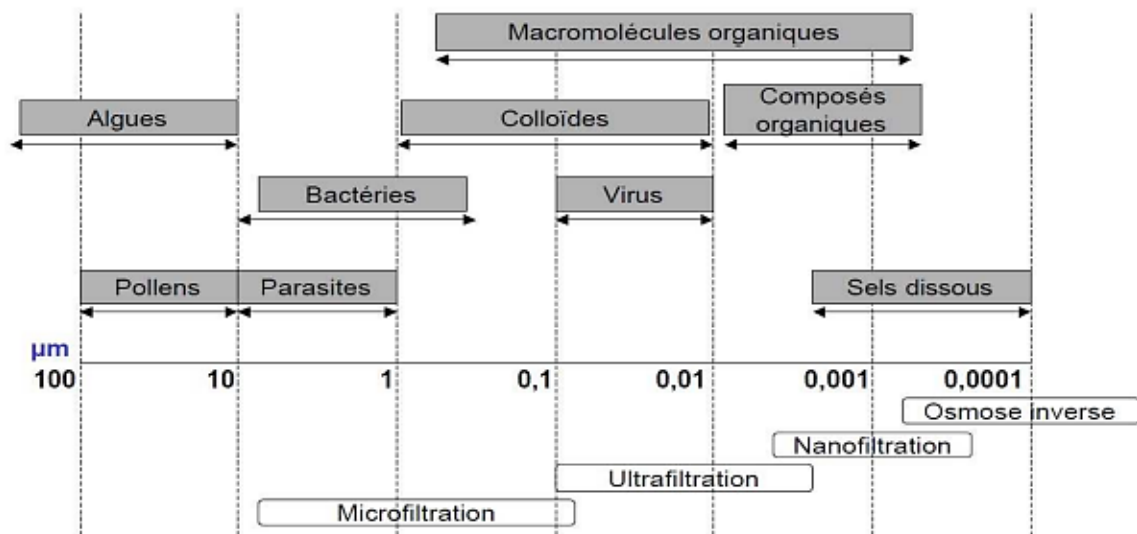


Figure I 8: La place de la nanofiltration entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration.

b) Mécanismes de transfert

En ultrafiltration (UF), la sélectivité entre les différents solutés est d'origine physique c'est-à-dire liée au coefficient de transfert et à la taille des solutés, le transfert se fait par convection (Saidou, 2010).

La sélectivité en nanofiltration, comme en ultrafiltration à bas seuil de coupure, n'est pas seulement gouvernée par les effets stériques (liés à la taille) mais aussi par des effets électriques et diélectriques : c'est ce qui expliquerait par exemple, que des ions monovalents, bien que de tailles relativement faibles par rapport aux pores de la membrane, puissent être partiellement retenus (Bikai, 2015)

La nanofiltration qui est intermédiaire entre l'UF et l'OI, a une sélectivité à la fois d'origine physique par le coefficient de transfert, et, d'origine chimique par le coefficient de partage. Les paramètres physiques tels que la pression, le taux de conversion, les débits, etc. influent sur le coefficient de transfert alors que les paramètres chimiques tels que le pH, la concentration, etc. n'ont d'influence que sur le coefficient de partage (Saidou, 2010).

c) Membranes utilisées et leurs caractéristiques :

La couche active des membranes de nanofiltration est composée d'un matériau organique présentant une structure microporeuse avec des diamètres de pores de l'ordre du nanomètre. Ces membranes de type organique sont actuellement commercialisées sur le marché. D'autres types de membranes de nanofiltration sont en cours de développement, en particulier des membranes : mixtes organiques/inorganiques ou bien des membranes purement inorganiques (Saidou, 2010).

L'agencement structural des membranes de nanofiltration, aussi bien organiques qu'inorganiques, est basé sur le même principe, à savoir une structure asymétrique à trois niveaux (Saidou, 2010):

- Un support macroporeux qui offre une bonne résistance mécanique et des flux de solvant élevés.
- Une couche intermédiaire mésoporeuse qui assure la liaison entre le support macroporeux et la couche active.
- Une couche active dont les deux caractéristiques principales sont une faible épaisseur, inférieure au micron et des diamètres de pore de l'ordre du nanomètre (nm). Elle doit présenter une distribution en taille très étroite afin d'assurer à la fois des flux élevés et une bonne sélectivité de séparation des solutés de masse moléculaire inférieure à 1000.

d) Applications des membranes NF :

Le développement de la technologie des membranes de nanofiltration comme un processus viable au cours des dernières années, a entraîné une augmentation marquée de son adoption dans un certain nombre d'industries telles que le traitement des effluents de blanchiment de la pâte de l'industrie textile (Rosa et de Pinho, 1995 ; Bes-Pia et al., 2005 ; Gozalvez-Zafrilla et al., 2008), séparation des produits pharmaceutiques (Tsuru et al., 1991), déminéralisation dans l'industrie laitière (Van der Horst et al., 1995 ; Balannec et al., 2005), la récupération des métaux des eaux usées (Fane et al., 1992) et l'élimination du virus (Hoffer et al., 1995).

➤ Les membranes NF comme procédé de dessalement :

Les membranes NF sont chargées et rejettent les ions multivalents. Les ions monovalents ne sont que partiellement rejetés, de sorte que la différence de concentration entre l'alimentation et le perméat est plus petite que pour un rejet complet. Les pressions osmotiques sont plus faibles par rapport à l'osmose inverse, de sorte que des pressions plus basses doivent être appliquées, et la consommation d'énergie est proportionnellement plus faible (Dach, 2008)

Pontie et al. 2003, a étudié la possibilité d'obtenir une déminéralisation partielle de l'eau de mer en utilisant deux stades successifs de NF. L'eau traitée (salinité 9 g/l) pourrait être utilisée dans le domaine des soins de santé humains (c.-à-d. Préparation de pulvérisations nasales, diététique médicale et ressorts minéraux chauds) (Pontie et al., 2003).

Mohsen et al. 2003, a étudié NF pour traiter l'eau saumâtre recueillie dans le bassin de Zarqa, en Jordanie. Les résultats montrent que NF est efficace pour réduire les contenus organiques et inorganiques, et donne une forte récupération d'eau jusqu'à 95% (Mohsen et al., 2003).

Haddad et al. 2004, ont étudié l'utilisation de NF pour le dessalement de deux eaux saumâtres tunisiennes, d'une teneur en sel comprise entre 3,5 g/l et 4 g/l. La membrane NF utilisée a été préparée avec de l'acétate de cellulose. Les tests de nanofiltration ont révélé que les membranes anesolées à 75°C et 80°C correspondent bien aux besoins NF et sont bien adaptées aux besoins de dessalement des eaux saumâtres tunisiennes (Haddad et al., 2004).

Schäfer et al. 2005 ont rapporté l'utilisation de NF pour traiter l'eau saumâtre recueillie dans le parc national de Murramarang, Austrilia (TDS 1.5- 5 g/l). Les auteurs ont comparé les performances d'une membrane de nanofiltration NF90 avec une membrane d'osmose inverse BW30 avec un système de dessalement solaire utilisant la technologie de membrane hybride, UF et NF/RO. Les résultats montrent que la rétention des deux membranes était très similaire alors que la perméabilité à la membrane NF90 était la plus élevée. La membrane NF90 a conservé la dureté et les ions multivalents à > 98% et les ions monovalents à > 90%. En outre, la consommation d'énergie spécifique pour le NF90 (2.0-3.1 KWh/m³) était plus petite que pour la membrane BW30 (3.0-5.5 KWh/m³) à des pressions de 7 à 15 bars (Schäfer et al., 2005).

Schäfer et al. 2007 ont également étudié la NF pour traiter l'eau saumâtre australienne avec une teneur en sel de 5,3 g/l en utilisant un système NF / RO alimenté par photovoltaïque. Le nombre de combinaisons de paramètres de fonctionnement (pression transmembranaire, flux d'alimentation) a été étudié pour trouver les meilleures conditions de fonctionnement pour la production maximale d'eau potable et une consommation d'énergie spécifique minimale (Schäfer et al., 2007).

Dach ,2008 a également étudié la NF pour traiter l'eau saumâtre du Sud du Maroc. L'étude pilote réalisée avec des membranes spiralées de NF et d'OI sur des eaux réelles et saumâtres de Tan Tan a montré l'efficacité du procédé de nanofiltration. En effet la NF permet un dessalement partiel et sélectif avec une consommation énergétique plus faible qu'en OI. Les membranes NF90 et NE90 sont les plus adéquates et concurrentes de la BW30 pour le dessalement d'une eau saumâtre avec un taux de salinité de 4 g/l. Elles permettent un dessalement partiel et permettent aussi de préparer une eau destinée à la consommation humaine (TDS ≤ 1000 ppm) à des pressions 2 fois plus faibles et à des taux de conversions plus élevés (90%) (Dach ,2008).

El Azhar et al. 2013 ont étudié la NF et l'OI pour traiter les eaux saumâtres de M'nasra au Maroc. Les auteurs ont comparé les performances des membranes de nanofiltration NF90 et NF270 avec une membrane d'osmose inverse BW30LE040. Les résultats montrent que la membrane NF90 montre les meilleures performances en eau saumâtre dessalement comparé aux autres membranes testés (El Azhar et al., 2013).

BenNasr et al ,2013 ont traité les eaux souterraines (Louza 2) en utilisant un pilote de nanofiltration. Les performances de deux membranes NF commerciales NF5 et NF9 ayant des taux de sel de rejet différents ont été évaluées. Après le traitement de l'eau de Louza 2 en utilisant la membrane NF5, seule la concentration en chlorure est légèrement supérieure aux normes de l'organisation mondiale de la santé. Avec NF5 et NF9, la concentration en fluorure dans le perméat moyen était de 1,45 (rétention de fluorure $R = 57\%$) et de 0,38 mg.l^{-1} ($R = 88\%$) respectivement. Le fluor et les autres ions sont rejetés par la membrane NF9 qui a des propriétés proches d'une membrane OI. Le sel total dissous (TDS) de l'eau produite est satisfaisante ($0,45 \text{ g.l}^{-1}$) (El Azhar et al., 2013).

EL Harrak et al. 2015 ont traité les eaux saumâtres du Maroc avec une salinité légèrement supérieure à 5 g/L. Une étude comparative est effectuée des trois membranes mises en œuvre avec une évaluation de leurs performances. Les résultats montrent que la membrane NF270/NF90 s'est avérée répondre le mieux aux exigences de potabilisation recommandées par l'OMS (EL Harrak et al., 2015).

Ramdani et al, 2017 ont également étudié l'effet de la pression et de la concentration des sels sur leur rétention par nanofiltration. Pour cela, ils ont déterminé les paramètres de performance de flux et de rétention vis-à-vis des différents solutés ioniques par la membrane de nanofiltration NF 270. En parallèle, ils ont examiné aussi la défluoruration d'eaux saumâtres réelles du sud algérien. Les résultats montrent que la membrane NF 270 retient mieux les ions à une pression de 10 bars. Au-delà de cette dernière, la rétention des ions monovalents se stabilise aux différents pH étudiés puis diminue. À faible concentration (10^{-3} M) la rétention limite des solutés étudiés est plus élevée qu'à plus forte concentration (10^{-2} M). Il a été démontré que les ions fluorures peuvent être retenus sélectivement d'une eau naturelle saumâtre hyperfluorée à pH naturel à plus de 82 % en présence d'autres ions (Ramdani et al., 2017).

e) Paramètres affectant la performance des membranes NF :

Plusieurs paramètres physiques et chimiques affectent les performances de perméation et de rejet des membranes NF. Ceux-ci sont brièvement discutés dans la section suivante:

➤ *La Température:*

L'augmentation de la température de processus, augmente le flux de la membrane NF en raison de la réduction de la viscosité. En outre, l'augmentation de la température, augmente le rayon des pores moyens et le poids moléculaire coupé, suggérant des changements dans la structure et la morphologie de la matrice polymère qui comprend la couche barrière à la membrane (Ramesh et al., 2003).

➤ *La Pression transmembranaire:*

La pression transmembranaire est la principale force motrice responsable du transport dans un processus NF. À une pression plus élevée, le dépôt sur la surface de la membrane augmente, ce qui entraîne la réduction de la force motrice du transport de solvant. Par conséquent, le flux de perméat augmente avec une vitesse plus lente à des pressions plus élevées. A des pressions plus élevées, la couche déposée devient plus compacte, donnant lieu à une résistance progressive à l'écoulement du solvant. Cela conduit à une augmentation plus lente des valeurs de flux (Kaushik, 2017).

➤ *Taux de récupération:*

Plusieurs auteurs ont signalé qu'une augmentation de la récupération de l'eau d'alimentation entraîne une diminution du rejet (Bannoud, 2001 ; Abouzaid et al., 2003).

La récupération de l'eau d'alimentation avait un impact significatif sur le rejet de la dureté totale. L'augmentation de taux de récupération peut être responsable d'une plus forte concentration-polarisation, d'interactions membranaire-soluté et, même, d'adsorption de soluté sur la surface de la membrane, tous ces phénomènes avec un effet délétère sur la performance de la membrane (Dach, 2008).

➤ *Le pH:*

En général, la plus grande partie de la membrane NF et RO a un rejet plus faible à faible pH ou après un rinçage acide. En raison de la présence de différents composants chimiques et propriétaires dans la fabrication des membranes composites en couches minces par les fabricants, la dépendance au pH d'une membrane devrait être évaluée pour chaque type de membrane pendant l'essai en laboratoire (Kaushik, 2017).

➤ *La Salinité:*

Le rayon de pore effectif, d'un pore chargé augmente à mesure que la force ionique du liquide environnant augmente. Par conséquent, le rejet des ions monovalents diminuera à mesure que leur concentration dans la solution d'alimentation augmente. Le rejet des ions divalents sera affecté dans une moindre mesure. L'effet de bouclage de la charge de la membrane

augmente également à mesure que la force ionique de la solution d'alimentation augmente (Dach, 2008).

➤ *Vitesse de croisement:*

L'augmentation de la vitesse d'écoulement de passage dans la nanofiltration entraîne l'augmentation du flux moyen due à l'élimination efficace de la couche d'encrassement de la surface de la membrane (Kaushik, 2017).

Le flux de perméat augmente avec l'augmentation de la vitesse du liquide tangentiel. Ceci réduit encore les chances de polarisation de concentration et, par conséquent, le flux de perméat peut augmenter (Kaushik, 2017).

L'utilisation d'une membrane NF à une vitesse de flux croisée trop élevée peut provoquer une défaillance prématurée des membranes et des modules. La vitesse de croisement croissante augmente également la chute de pression (Dach, 2008).

1.1.4.2.3. Caractérisation des membranes NF /OI :

La caractérisation des propriétés de surface de la membrane présente un grand intérêt pour les chercheurs puisqu'ils influencent grandement les propriétés de séparation. La perméabilité membranaire, le taux de réjection et la sélectivité des solutés ont été liés aux propriétés de surface. La charge de membrane, la rugosité, l'hydrophobicité (angle de contact) sont principalement utilisés pour la caractérisation de la surface membranaire (Singh et al., 1998 ; Childress et al., 2000 ; Boussu et al., 2006 ; Jintang et al., 2015 ; Labban et al., 2017).

A) La perméabilité membranaire :

Le flux d'eau pure à travers une membrane peut être décrit par la loi de Darcy à partir de l'équation I 6:

$$J_v = L_p \cdot \Delta P \quad (\text{Equation I 6})$$

Avec L_p : la perméabilité hydraulique.

La perméabilité à l'eau pure reflète la structure poreuse de la membrane. Une valeur constante de la perméabilité à l'eau pure, c'est-à-dire la dépendance linéaire du flux d'eau pure J_v sur la pression, indique une porosité de la membrane inchangeable. Si la dépendance du flux d'eau à la pression s'écarte de la linéarité, la perméabilité à l'eau pure d'une membrane n'est pas constante et indique les changements dans la structure poreuse de la membrane (Kosutic et al., 2006).

B) le taux de réjection:

Un paramètre fréquemment utilisé pour décrire les caractéristiques de rejet d'une membrane est le degré de dessalement. Le degré de dessalage d'une membrane est communément

rapporté comme le pourcentage de rejet d'électrolytes tels que le chlorure de sodium, le sulfate de magnésium et d'autres électrolytes. Ce paramètre est nécessaire pour être pris en compte lors de la sélection de la membrane. De nombreux auteurs ont utilisé les tests de perméation membranaire et la séquence de rejet du sel pour évaluer la charge de la membrane (Krieg et al., 2004 ; Wang, 2005 ; Ismail et al., 2003). Le rejet membranaire est calculé par la relation suivante:

$$R \% = \left(1 - \frac{C_p}{C_0}\right) * 100 \quad (\text{Equation I 7})$$

où C_p et C_0 sont les concentrations de sel dans le perméat et dans la solution d'alimentation respectivement.

I.1.5. Le dessalement des saumâtres en Algérie:

L'Algérie a décidé de lancer, au début des années 2000, la construction de 13 usines de dessalement d'eau de mer. Les différentes stations devraient être capables de produire 2.2 millions de mètres cubes d'eau douce par jour.

Après l'eau de mer, l'Algérie s'apprête à dessaler les eaux saumâtres en particulier dans le sud du pays. Différentes stations de déminéralisation d'eau ont été mises en service dans le grand Sud algérien tandis que d'autres sont en cours de réalisation afin d'améliorer la qualité de l'eau potable dans cette région.

La région de **Ouargla** a bénéficié de neuf (9) stations de déminéralisation destinées au traitement de l'eau issue des neuf forages en exploitation alimentant les localités du chef-lieu de la wilaya. La capacité totale de ces stations s'élève à **530.000 m³/j [1]**.

Tableau I 3: Les stations de dessalement de l'eau saumâtres à Ouargla.

Nom de la station	Capacité (m ³ /j)	Forages
Gharbouz (s1)	2250	2
Ain el kheir (s2)	6750	5
Hai bouzid (s3)	3375	3
Mekhadma (s4)	2250	3
Ifri-gara (s5)	7850	4
Zyayna (s6)	2250	2 (1 Albien)
El khafdi (s7)	5625	3
Bamendil village (s8)	2250	2
EL HADEB (S9)	20250	3 (Albiens)

Une autre station de déminéralisation par l'osmose inverse de **34.500 m³/j** a été mise en service récemment à **Touggourt** réalisée par un groupement d'entreprises algéro-émiratie, cette station alimente 120.000 habitants constituant la population des quatre communes composant la daïra de Touggourt, à savoir Touggourt, Tebesbest, Zaouia El-Abidia, et Nezla.

La wilaya de **Tindouf** aura aussi une station de déminéralisation par l'osmose inverse d'une capacité de **15.000 m³/j** pour alimenter 60.000 habitants environ. Une autre station de déminéralisation par l'osmose inverse à **In Salah**, va traiter toute l'eau transitant par le grand transfert In Salah-Tamanrasset long de 750 kilomètres. Cette importante station est d'une capacité de **50.000 m³/j [2]**.

II.2. Les Procédés de prétraitement des eaux saumâtres avant l'osmose inverse:

II.2.1. Introduction :

Le prétraitement de l'eau avant l'osmose inverse est absolument nécessaire car les membranes d'osmose inverse sont très sensibles au colmatage et une bonne qualité de l'eau en entrée des modules d'osmose inverse est indispensable pour assurer des performances stables de l'osmose inverse sur le long terme.

Le prétraitement a pour objectif :

- la réduction du colmatage ;
- l'augmentation de la durée de vie des membranes ;
- l'amélioration de la qualité de l'eau produite ;
- la maintenance des performances de l'osmose inverse.

Avec la baisse constante du prix des éléments membranaires et la dégradation de la qualité des ressources en eau, le prétraitement par procédé membranaire trouve de plus en plus sa place dans les étapes de prétraitement avant osmose inverse. Nous allons détailler à présent les deux types de filières de prétraitement : conventionnelle et à membrane.

I.2. Le Prétraitement conventionnel :

Le prétraitement conventionnel est encore très majoritairement utilisé dans les usines de dessalement. La filière de prétraitement conventionnel dans une usine de dessalement comporte généralement les étapes suivantes (Chatkaew, 2009):

- **Préfiltration grossière** : le rôle principal de la préfiltration est d'éliminer les gros matériaux qui peuvent endommager les installations et réduire l'efficacité globale du procédé de traitement.
- **Chloration** : la chloration est nécessaire pour désinfecter et éviter la croissance biologique qui cause le biocolmatage de la membrane
- **Ajustement du pH** : l'addition d'acide comme l'acide sulfurique (H₂SO₄) est nécessaire pour empêcher l'entartrage par CaCO₃.

- **Coagulation et floculation** : les coagulants sont ajoutés pour que les particules colloïdales puissent s'agglomérer. Pour améliorer la procédure de floculation, des floculants comme les polymères cationiques ou anioniques sont également rajoutés.
- **Filtration sur sable mono- ou bicouche** : la filtration sur sable est nécessaire pour éliminer les agglomérats produits lors de la coagulation.
- **Déchloration et antitartre** : la déchloration doit être effectuée avant l'osmose inverse car le chlore résiduel peut détériorer les membranes d'osmose inverse.
Des fournisseurs de membranes donnent une dégradation de la membrane après des temps de contact de 200 à 1 000 heures avec une concentration en chlore résiduel libre de 1 mg.l⁻¹ pour des membranes composites.
- **Filtration à cartouche** : la dernière étape du prétraitement conventionnel est la filtration sur cartouche avec une taille de maille de 5 à 10 µm pour protéger les membranes d'osmose inverse.

I.2.1. Rappels sur les techniques de coagulation et floculation :

I.2.1.1. La suspension colloïdale :

Les composés retrouvés dans l'eau sont généralement regroupés dans trois catégories : les matières en suspension (MES), les matières colloïdales et les matières dissoutes (Degrémont, 1988).

Les matières en suspension sont d'origine minérale ou organique. Les matières colloïdales sont des MES de même origine mais de diamètre inférieur à 1 micron.

Les matières dissoutes, quant à elles, sont généralement des cations ou anions de quelques nanomètres de diamètre, elles décantent donc encore plus lentement (Desjardin, 1999).

Les solutions colloïdales présentent des propriétés intermédiaires entre celles d'une solution moléculaire ou ionique et celles d'un système solide. Elles diffèrent par leur taille, les plus fines étant les plus difficiles à éliminer, c'est-à-dire que ces dispersions colloïdales dépendent de la dispersion granulométrique et de la forme des particules mais aussi des forces d'interactions entre ces particules, ce qui se traduit par des collisions générées par un mouvement brownien important du fait de leur infime dimension. L'efficacité de ces collisions entraîne une stabilité ainsi que d'autres propriétés de dispersions menant à l'agrégation. La dispersion est infiniment stable si toutes les collisions sont inefficaces.

Ces phénomènes se présentent dans une très grande partie des eaux naturelles et surtout des eaux usées qui contiennent des particules affectant leur consommation ou leur réutilisation.

Ces dernières sont soit des impuretés dissoutes, ou des sels minéraux, des molécules organiques, des colloïdes ou des solides en suspension (Bensaid, 2009).

I.2.1.2. Classification granulométrique des colloïdes :

La classification par taille, est une étape importante, dans l'étude des colloïdes. Elle est considérée comme base dans le choix de la technique adéquate pour chaque classe de taille concernée. Quatre familles de particules sont généralement utilisées pour distinguer les différents contaminants des eaux usées urbaines (Ricrert et Hunter, 1972) :

- La fraction soluble composée de particules de tailles inférieures à 0,001 μm ;
- La fraction colloïdale composée de particules de taille comprise entre 0.001 et 1 μm ;
- La fraction sédimentable ou décantable composée de particules de taille supérieure à 100 μm .

I.2.1.3. Caractérisation des colloïdes :

Béchac et al. 1987 ; classent quant à eux les colloïdes en deux catégories en fonction de leur affinité vis-à-vis de l'eau. Ils distinguent les colloïdes hydrophiles et les colloïdes hydrophobes.

Les colloïdes hydrophiles ont, comme leur nom l'indique, une grande affinité pour l'eau et adsorbent donc une couche d'eau protectrice qui se fixe à la matière solide par des liaisons physico-chimiques avec des groupements OH^- , $-\text{NH}_2$ $-\text{COOH}^-$, totalement ou partiellement ionisés. Dans cette catégorie, on trouve les protéines, les carbohydrates et les produits organiques généralement présents dans les eaux.

Les colloïdes hydrophobes qui n'ont aucune affinité pour l'eau, n'ont pas de couche protectrice. Leur stabilité est due à la charge électrique développée par les particules qui engendrent une répulsion mutuelle empêchant toutes agrégations. Ils proviennent des substances peu ou pas solubles tels que les produits minéraux et en particulier les métaux, leurs oxydes et leurs hydroxydes dont la stabilité dépend de l'interaction entre deux particules mettant en jeu deux forces contraires. Une force de répulsion qui dépend de la charge électrique entre deux particules de même signe et une force d'attraction (type de Van Der Waals) qui tend à rassembler les particules afin d'atteindre une énergie potentielle minimale, fonction de la distance interarticulaire (Béchac et al., 1987).

Pour déstabiliser les colloïdes, et entraîner ainsi leur agglomération en floccs, on peut augmenter la force ionique du milieu par l'introduction d'un électrolyte. Ceci a pour effet de diminuer l'épaisseur de la double couche électrochimique en abaissant la barrière du

potentiel existant autour du colloïde et faciliter cette agglomération. On peut aussi augmenter l'énergie cinétique des particules (Béchac et al., 1987).

I.2.1.4. Théorie de la double couche :

Les colloïdes sont généralement chargés négativement. Afin de neutraliser cette charge négative de surface, des ions positifs présents dans l'eau brute ou ajoutés sont attirés et forment une couche autour du colloïde. Diverses théories expliquent ce phénomène (Buffle et al., 1998) :

- **théorie de Helmholtz** : une couche d'ions positifs recouvre intégralement la surface du colloïde et assure la neutralité de l'ensemble (couche fixée) ;
- **théorie de Gouy-Chapman** : la couche d'ions positifs est inégalement répartie autour du colloïde ; la neutralité est obtenue à une plus grande distance (couche diffuse) ;
- **théorie de Stern** : qui combine les deux théories précédentes et considère la formation d'une double couche : la première formée d'ions du liquide mais adhérente au colloïde, la seconde diffuse dans le liquide environnant.

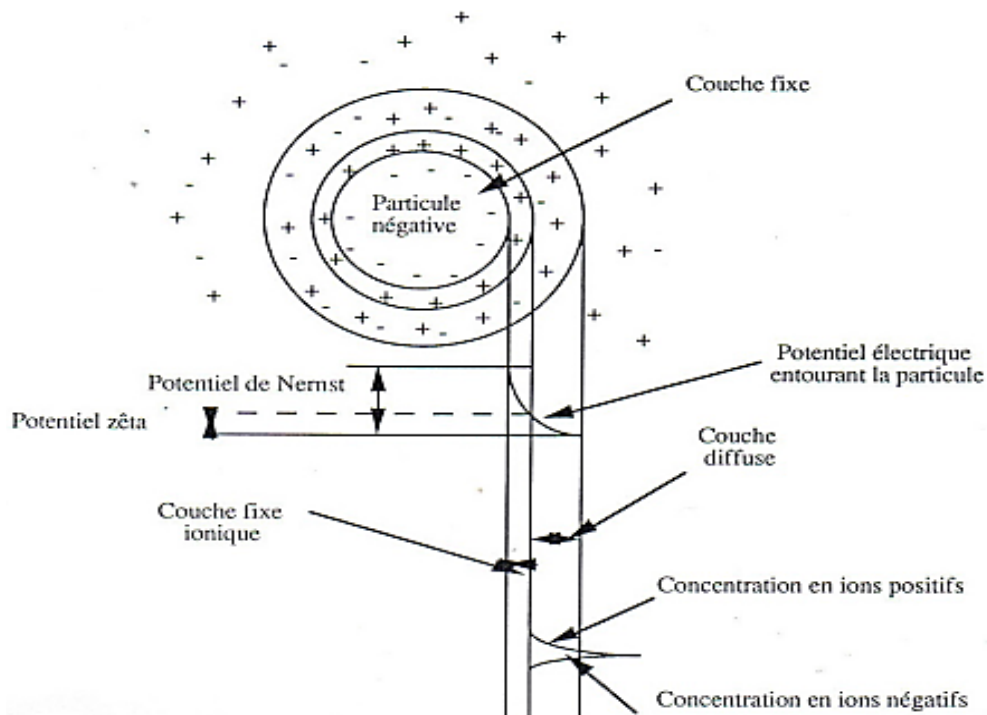


Figure I 9: L'état de surface des colloïdes selon la théorie de la double couche (Buffle et al., 1998).

Un colloïde se caractérise par deux potentiels (van de Ven, 1989) :

- Potentiel thermodynamique ou potentiel de Nernst ;
- Potentiel zêta ou potentiel électrocinétique.

Le potentiel thermodynamique est présent à la surface même du colloïde mais est malheureusement non mesurable par des méthodes simples (van de Ven, 1989).

Le potentiel zêta est l'amplitude de la charge à la surface du cisaillement, ce qui peut être une mesure approximative de la stabilité d'une particule colloïdale. En conséquence, les particules à fort potentiel zêta produisent une solution colloïdale hautement stable.

Le potentiel zêta reste négatif comme la charge générale des colloïdes. Il est important car il définit le comportement électrocinétique des particules et par voie de conséquence leur stabilité dans la solution. L'annulation du potentiel Zéta est l'objectif de la coagulation. Cela permet de déstabiliser les particules et de favoriser leurs agglomérations (Verwey et Overbeek, 1948) :

$$pZ = \frac{k \cdot \mu}{\epsilon} m_e \quad (\text{Equation I 8})$$

pZ : potentiel Zéta (V)

k : fonction du diamètre de la particule ;

μ : viscosité dynamique (Pa.s) ;

m_e : mobilité électrophorétique ($\mu\text{m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{v}^{-1}$) ;

ϵ : constante diélectrique du milieu.

Cette relation simple existe entre l'électrophorèse, et, le potentiel zêta permettant de déterminer ce dernier. Un appareil de mesure directe du potentiel existe et est appelé zêtamètre.

1.2.1.5. Déstabilisation des particules colloïdales – Le processus de Coagulation :

La coagulation est la déstabilisation des particules colloïdales. Elle se produit lorsque les forces attractives entre les particules sont supérieures aux forces répulsives et entraînent ainsi la neutralisation de la charge de celles-ci (Bensaid, 2009).

Les colloïdes sont, comme souligné précédemment, chargés négativement. Etant de même signe (Buffle, J. et al. 1998), deux particules colloïdales se repoussent. Elles sont soumises à deux types de force de directions opposées (Derjaguin et Landau, 1941):

- Force d'attraction gravitationnelle de VAN DER WAALS F_A (Dickinson et Eriksson, 1991), liée à la surface spécifique et à la masse des colloïdes ainsi qu'à la nature du milieu.
- Force de répulsion électrostatique F_R , liée aux charges superficielles des colloïdes et donc à leur potentiel zêta (pZ) (Dickinson et Eriksson, 1991).

Si $F_A > F_R$, l'agrégation se produit (Derjaguin et Landau, 1941).

Si $F_R > F_A$, il y a principalement la répulsion entre les particules colloïdales (Derjaguin et Landau, 1941).

L'énergie totale d'interaction (E) entre les particules colloïdales est la somme de l'énergie répulsive E_R due au potentiel électrique et l'énergie attractive E_A (figure I 10). E et F sont des grandeurs proportionnelles (Dickinson et Eriksson, 1991).

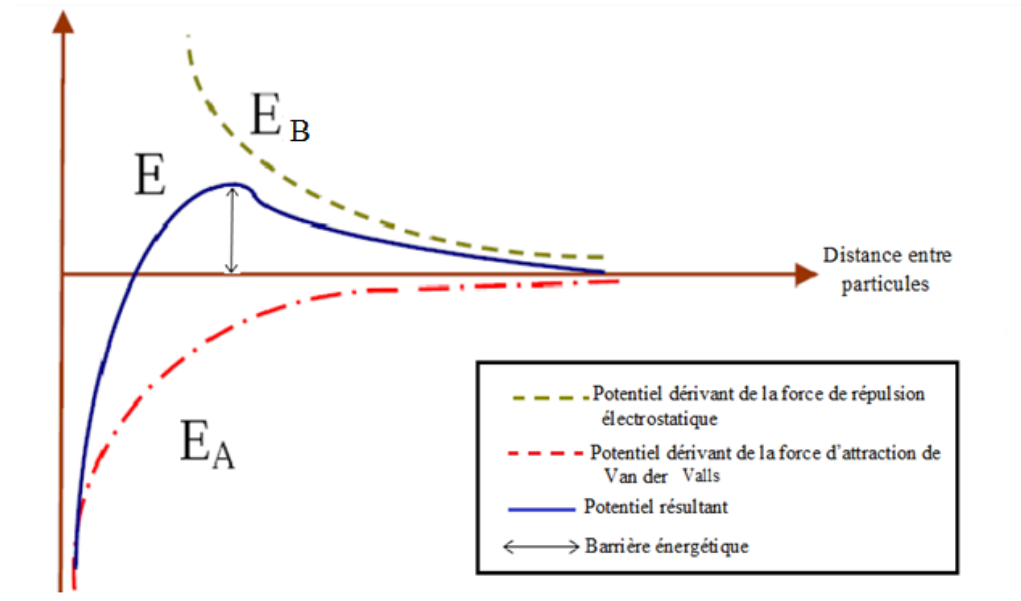


Figure I 10: L'énergie d'interaction entre deux particules lipophiles en fonction de la distance depuis la surface de la particule (Dickinson et Eriksson, 1991).

1.2.1.6. Les étapes de l'agrégation :

Le but de la coagulation est de déstabiliser les particules colloïdales. Cela permet aux particules de s'agglomérer et de décantent plus rapidement. Quatre mécanismes sont proposés pour expliquer la déstabilisation des particules et leur agglomération (Desjardin, 1999):

- La Compression de la double couche;
- L'Adsorption et neutralisation des charges;
- L'Emprisonnement des particules dans un précipité ;
- L'Adsorption et pontage entre les particules.

A. La compression de la double couche :

L'augmentation de la force ionique de l'eau réduit le volume et l'épaisseur de la couche diffuse. Les forces de répulsion sont considérablement réduites alors que les forces d'attraction de van der Waals ne sont pas affectées. La force ionique est représentée par l'équation suivante:

$$\mu = \frac{1}{2} \sum_{n=1}^n C_n Z_n^2 \quad (\text{Equation I 9})$$

μ = force ionique

C_n = concentration de l'ion n (mol/l)

Z_n = valence de l'ion n

Les concentrations nécessaires des ions Na^+ , Ca^{2+} et Al^{3+} varient approximativement dans des rapports de 1: 10^{-2} : 10^{-3} M respectivement à cause de leur valence différente (Amirtharajah et O'Melia, 1990).

B. Adsorption et neutralisation des charges :

Ce mécanisme repose sur l'ajout suffisant de cations afin de neutraliser la charge négative des particules stables par adsorption des cations sur leur surface. Par contre, la surdose de coagulant, source de cations, peut résulter en une adsorption trop importante de cations et inverser la charge des particules qui devient alors positive. Les particules seraient ainsi restabilisées (Amirtharajah et O'Melia, 1990).

C. Emprisonnement des particules dans un précipité :

Lorsque des quantités suffisantes de coagulant comme le $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ou le FeCl_3 sont ajoutées, ils forment un précipité possédant généralement une charge positive. Le pH de l'eau doit se situer dans une plage où la solubilité des sels est minimale. Le précipité formé, appelé floc, entre en contact avec les particules de charge négative et les emprisonne. Les particules sont ensuite entraînées lors de la décantation. La figure I 11 ci-dessous résume bien le mécanisme décrit:

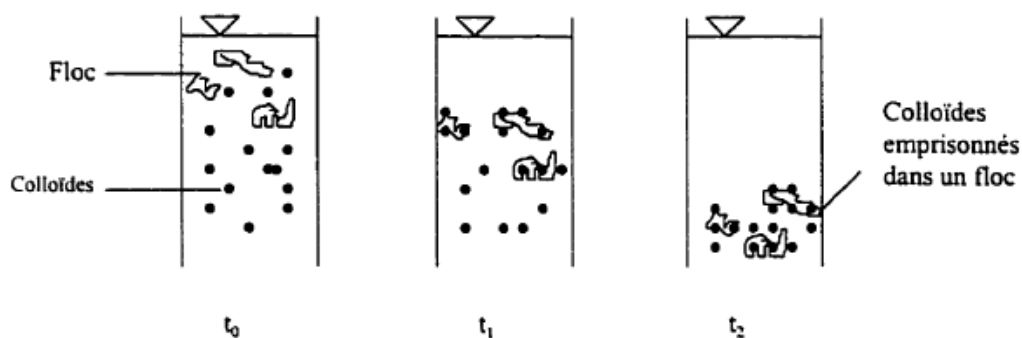


Figure I 11 : L'emprisonnement des particules dans les floes pendant la décantation

(Tchobanoglous et al., 1987)

D. Adsorption et pontage entre les particules :

Ce mécanisme implique l'utilisation de polymères cationiques, non anioniques ou anioniques ayant une masse moléculaire élevée et une structure longitudinale. Un polymère en présence d'un colloïde, l'adsorbe à une de ses extrémités à l'aide d'un de ces groupes fonctionnels. Les

autres extrémités demeurent libres et peuvent adsorber un autre colloïde. Ce mécanisme permet donc l'agglomération des particules par "pontage" des polymères (Amirtharajah et O'Melia, 1990). La figure I 12 décrit le processus. Par contre, une concentration de polymères trop élevée peut restabiliser les colloïdes. Les polymères verront alors chacune de leurs extrémités être adsorbées par la même particule, d'où une restabilisation.

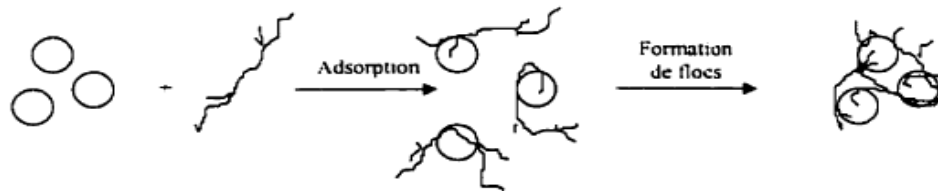


Figure I 12: L'adsorption et pontage à l'aide de polymères (Tchobanoglous et al., 1987)

1.2.1.7. Le processus de floculation :

Après avoir été déstabilisées, les particules colloïdales ont tendance à s'agglomérer lorsqu'elles entrent en contact les unes avec les autres. La floculation a justement pour but d'augmenter la probabilité des contacts entre les particules.

Deux mécanismes assurent la mobilité des particules : le mouvement brownien (floculation péricinétique); et le brassage mécanique (floculation orhocinétique).

A) La Floculation péricinétique :

Durant ce type de floculation, le mouvement brownien des particules est fonction de la température de l'eau. Lorsqu'elles entrent en contact, les particules ont tendance à s'agglutiner les unes aux autres. Le nombre total de particules varie donc selon l'équation suivante (Desjardins, 1999) :

$$\frac{dN}{dt} = -4 \frac{rk\theta(N)^2}{3\eta} \quad (\text{Equation I 10})$$

Où

N = nombre de particule par m²

r = facteur tenant en compte l'efficacité des collisions

k = constante de Boltzmann (1,38 x 10⁻²³ J.K⁻¹)

θ = température (K)

η = viscosité dynamique de l'eau (Pa.s)

Le taux de variation du nombre de particules, lors de la floculation péricinétique est important lorsque la taille des particules est inférieure à 1 micron. Au-delà de cette taille, d'autres mécanismes doivent être utilisés afin d'assurer un taux d'agrégation des particules raisonnable (Desjardins, 1999).

B) La Flocculation orthocinétique :

Ce type de flocculation est fonction de l'énergie dissipée dans le fluide. Elle est donc causée par le brassage de l'eau qui permet d'augmenter les chances de contacts entre les particules. La vitesse du fluide varie dans l'espace et dans le temps et est caractérisée par le gradient de vitesse, G . L'efficacité du processus est exprimée selon l'équation suivante lorsque le régime est turbulent (Desjardins, 1999):

$$\frac{dN}{dt} = -\frac{2}{3} \Gamma G d^3 N^2 \quad (\text{Equation I 11})$$

Où G = gradient de vitesse (s^{-1})
 d = diamètre des particules (m)

Le gradient de vitesse est défini selon l'équation (Camp et Stein, 1943) :

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (\text{Equation I 12})$$

Où P = puissance réellement dissipée (W)
 V = volume du bassin par m^3
 μ = viscosité dynamique de l'eau (kg/m.s)

1.2.1.8. Paramètres affectant la coagulation flocculation :

Le processus de coagulation est complexe et peut être influencé par plusieurs facteurs.

Nous discutons brièvement des effets de la température, du pH, de l'alcalinité, la dose du coagulant, la concentration des particules colloïdales, la couleur. La présence d'anions et cations, l'intensité du mélange.

A. Effet de La température:

La température de l'eau est un autre paramètre important de la qualité de l'eau brute pour la sélection des coagulants et des dosages. Il est bien connu que la température de l'eau de surface change progressivement avec les saisons. Il en résulte des effets sur les procédés de traitement de l'eau, tels que le type de coagulant et la vitesse à laquelle les produits chimiques se dissolvent et réagissent.

La température affecte également significativement la turbidité et le nombre de particules pendant la coagulation (Braul et al., 2001). Cependant, le carbone organique dissous (COD) et l'élimination de la couleur ne sont pas sensibles à la température (Randtke, 1998).

Nous savons qu'une baisse de la température ralentit la cinétique des réactions chimiques. L'équation d'Arrhénius décrit bien l'effet de la température sur les constantes cinétiques. Une baisse de température se traduit par une réduction de la constante de vitesse k (Desjardins, 1999):

$$K = A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (\text{Equation I 13})$$

Où

A = constante de réaction propre aux produits concernés;

E_a = énergie d'activation

R = constante des gaz

T = température

En effet, Camp et al. (1940) expliquent le problème en eau froide de deux façons :

- 1) la solubilité des coagulants est plus faible;
- 2) l'augmentation de la viscosité de l'eau, freine la décantation des floccs.

B. Effet du pH / alkalinity :

Le pH est défini comme étant le log négatif de la concentration en ions hydrogène. C'est l'un des paramètres importants de la qualité de l'eau brute pour la sélection des coagulants (Yi, 2005).

Selon les caractéristiques d'une eau, il existe un pH optimal permettant la meilleure coagulation (Julien, 1983). Ce pH se situe souvent dans la plage où la solubilité du coagulant utilisé est minimale, ce qui permet une meilleure précipitation.

L'alcalinité est une mesure de la capacité de l'eau à neutraliser les acides et est exprimée en termes de CaCO₃. Elle concerne le pH. Une plus grande alcalinité de l'eau a un pH plus élevé. Comme le coagulant métallique est acide, l'addition de coagulant consomme l'alcalinité. L'eau à haute alcalinité peut avoir besoin d'une addition plus coagulante pour dégrader le pH à une valeur favorable pour la coagulation efficace (Tseng et al., 2000).

C. Grosseurs et concentration des particules colloïdales :

Il existe un seuil propice, pour la coagulation, du point de vue dimensionnel. Pour les particules dont les dimensions sont inférieures au micron, les forces de surface deviennent prépondérantes vis-à-vis des forces de masse. Dans ces conditions, on constate un état de dispersion stable dû aux effets conjugués du mouvement brownien (Pattabi et al., 2000).

De même, il s'avère que la concentration des particules ; c'est-à-dire le nombre de charges électriques à mettre en jeu pour rompre le potentiel zêta, a une grande influence sur la coagulation. Cette coagulation est très difficile quand la concentration colloïdale est basse, sachant que le taux de contact interarticulaire se trouve probablement baissé (Lakhdari, 2011).

D. Etat d'hydratation :

L'hydratation est un phénomène complexe dont les effets se répercutent sur le taux d'agrégation des colloïdes. Dans une solution aqueuse, les particules microscopiques s'hydratent et s'enveloppent de liquide inter micellaire. Cette monocouche d'eau absorbée chimiquement sur les surfaces des particules (ex : les oxydes métalliques, les argiles et le quartz) produit l'effet d'une gaine isolante protectrice, s'opposant à l'agrégation des particules, par réduction de la tension superficielle à l'interface particule liquide, par conséquent, la stabilité des colloïdes se trouve renforcée. Aussi, les interactions colloïdes-eau peuvent retarder l'agrégation des systèmes colloïdaux (Jian-Jun et al., 2006).

E. Electrifications des particules :

L'électrification est due soit aux constituants superficiels par adsorption préférentielle soit par combinaison de la particule avec le solvant suivie d'une dissociation de cette combinaison. La charge électrique agit par la modification de la tension superficielle si cette tension est positive, les particules s'agglomèrent : si elle est négative, les particules se dispersent (Pattabi et al., 2000).

En réalité, l'électrification n'est pas la seule cause de dispersion et ne fait que superposer son effet à ceux des autres agents. Mais elle s'avère un facteur prépondérant du moment que son abaissement au-dessous d'un certain point critique provoque ou au moins accélère la coagulation (Lakhdari, 2011).

F. Concentration du coagulant :

La détermination de la concentration du coagulant est un paramètre essentiel pour la déstabilisation des colloïdes. Une surdose du polymère produit inévitablement une restabilisation des particules colloïdales qui sont susceptibles de la charge de surface. Aussi les sites d'adsorption des particules colloïdales ne seraient plus disponibles pour la formation des ponts interparticulaires (Gallard et Gunten, 2002).

Un traitement de coagulation mal ajusté peut donc conduire à une dégradation rapide de la qualité de l'eau et à des dépenses d'exploitation non justifiées.

Bien souvent, la dose de coagulant conditionne le fonctionnement des ouvrages de séparation et il se trouve tout simplement impossible de réaliser la clarification si cette dose est mal ajustée (Gallard et Gunten, 2002).

G. Vitesses et temps d'agitation :

Lors de l'introduction du coagulant dans l'eau, on procède à une agitation rapide pour la dispersion et l'homogénéisation de la solution. Mais une agitation intense empêche l'agrégation des particules, tandis qu'une agitation prolongée, permet l'effraction des liaisons

entre coagulant et la surface des particules, et le rabattement ultérieur des segments étendus sur la surface des particules (Lakhdari, 2011).

H. La couleur :

La couleur est causée par des formes colloïdales de fer et de manganèse ou plus communément par la matière organique naturel (Benefeld, 1982). Une eau de couleur plus élevée contenant une quantité plus élevée de matière organique naturel nécessite généralement des pointes plus élevées de coagulant.

La couleur est généralement mesurée par comparaison visuelle de l'échantillon avec des concentrations connues de solution colorée, et est exprimée en unité de couleur vraie (Yi, 2005).

I. La turbidité:

La turbidité est causée par des particules colloïdales en suspension, comme le limon, l'argile, les organismes microscopiques, les composés organiques solubles, les matières organiques ou inorganiques finement divisées (Benefeld et al., 1982).

La turbidité est définie comme la quantité de lumière diffusée par les particules dans une solution aqueuse (AWWA, 1990). C'est l'un des paramètres les plus couramment utilisés pour l'évaluation des processus de coagulation et de floculation, ainsi qu'un indicateur de la qualité de l'eau potable. Au fur et à mesure que le nombre de particules augmente, une plus grande intensité de lumière est dispersée et une plus grande valeur de turbidité est obtenue. Cette distribution angulaire de la lumière diffusée est liée à des conditions telles que la taille, la forme, la composition et la longueur d'onde de la lumière incidente (Yi, 2005).

I.2.1.9. Coagulant utilisées :

De nombreux coagulants sont largement utilisés dans les procédés classiques de traitement de l'eau pour la production d'eau potable. Ces coagulants peuvent être classés en coagulant inorganique, en polymère organique synthétique et en coagulant naturel. (Muyibi et al., 2001).

A) Coagulants inorganiques (métalliques):

Les coagulants métalliques couramment utilisés se répartissent en deux catégories générales: celles à base d'aluminium et celles à base de fer.

- **Coagulants à base d'aluminium :**

Le coagulant métallique le plus utilisé est probablement le sulfate d'aluminium «alun», qui a été utilisé pour le traitement de l'eau au cours des dernières décennies. Il est couramment fabriqué à partir de la réaction des minerais de bauxite avec de l'acide sulfurique. L'évaporation de l'eau dans le procédé donne un produit sec, ayant la formule approximative

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14-18\text{H}_2\text{O}$, et une teneur en Al allant de 7,4 à 9,5%. Il est fourni sous forme de poudre ou sous forme liquide (Tzoupanos et Zouboulis, 2008).

Un produit préparé à partir d'alun et d'acide sulfurique est le sulfate d'aluminium acidifié (alun acide) (Tzoupanos et Zouboulis, 2008).

D'autres coagulants d'aluminium sont le chlorure d'aluminium ($\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) et l'aluminate de sodium (NaAlO_2). Il est rarement utilisé seul, mais généralement avec de l'alun pour obtenir des résultats spécifiques, c'est-à-dire dans le traitement d'eaux fortement colorées (Bratby, 2006).

Autres chercheurs trouvés autres produits de solutions d'aluminium prépolymérisées, dénommées chlorures de polyaluminium (PACl), sulfates de polyaluminium (PAS), ou des chloro-sulfates de polyaluminium (PACS), avec des degrés de polymérisation variables (Tzoupanos et Zouboulis, 2008).

- **Coagulants à base de fer :**

Les sels ferriques couramment utilisés dans les procédés de coagulation comprennent le chlorure ferrique (FeCl_3), le sulfate ferrique ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) et Sulfate ferreux (FeSO_4) (Budd, 2004).

Récemment, une attention croissante a été soumise à des coagulants de fer polymères, y compris le sulfate polyphérique (PFS), le chlorure de fer polymère (PICl) ou le chlorure polyphérique (PFC) (Lei et al., 2009 ; Zouboulis et al., 2008).

L'avantage principal de ces coagulants est que seule l'hydrolyse et les espèces polymères les plus favorables pour la coagulation peuvent être produites. La performance des coagulants préhydrolysés dépend de la nature des espèces polymères formées dans le processus de préparation (Lei et al., 2009 ; Zouboulis et al., 2009).

B) Coagulants organiques :

Les coagulants organiques se sont des polymères qui ont une variété de composés hydrosolubles naturels ou synthétiques dont les molécules sont maintenues ensemble par des liaisons covalentes répétées (Bratby, 2006).

Les polymères naturels ont l'avantage d'être; pratiquement pas toxique pour les humains, biodégradable pour l'environnement et facilement accessible aux communautés rurales du monde sous-développé.

Les polymères organiques sont généralement classés en fonction de la charge électrique qu'ils transportent en raison de l'ionisation des groupes fonctionnels; les polymères cationiques, les

polymères anioniques et des polymères non ioniques (Bolto et Gregory, 2007 ; Lee et al., 1998 ; Bratby, 2006).

- **Polymères cationiques :**

Ce sont des polymères chargés positivement couramment utilisés comme coagulants primaires. Les polymères cationiques peuvent également être à base naturelle ou synthétique. Le chlorure de polydiallyldiméthylammonium (pDADMAC), les polymères d'épichlorhydrine / diméthylamine (ECH / DMA) et les polyacrylamides cationiques (CPAM) sont des exemples de polymères synthétiques cationiques. Le chitosane est un exemple de polymère cationique naturel (Bolto et Gregory, 2007 ; Bratby, 2006).

- **Polymères anioniques :**

Les polymères anioniques sont des polymères ampholytes qui acquièrent une charge négative lorsque les groupes ionisables se dissocient. De nombreux polysaccharides sulfates (héparine, sulfate de mannane, sulfate de dextrane et sulfate de chondroïtine) et de l'amidon avec des substitutions carboxyliques sont des exemples de polymères anioniques (Bolto et Gregory, 2007; Bratby, 2006).

- **Polymères non ioniques :**

Les polymères non ioniques sont les polyacrylamides (PAM), les polymères naturels comme l'amidon sans substitutions, les mannanes galacto, les dérivés cellulosiques, les gélatines et les colles. ; Ils sont utilisés pour aider les séparations solide-liquide en tant que flocculant (Bolto et Gregory, 2007; Bratby, 2006).

C) Coagulants naturels: nouvelles perspectives :

Les coagulants naturels sont habituellement présumés sans danger pour la santé humaine, alors qu'il existe une crainte en utilisant des sels d'aluminium qui peuvent induire la maladie d'Alzheimer (Martyn et al., 1989).

Certaines études sur les coagulants naturels ont été réalisées et divers coagulants naturels ont été produits par des extraits de microorganismes, d'animaux ou de plantes :

- **Les Coagulants à base de plantes :**

Il y a environ 250 000 espèces de plantes supérieures sur terre, plus de 80 000 sont médicinales (Joy et al., 1998). Les récits historiques des plantes médicinales traditionnellement utilisées révèlent que différentes plantes médicinales étaient utilisées dès 5000 à 4000 avant JC en Chine et 1600 avant JC par les Syriens, les Babyloniens, les Hébreux et les Égyptiens (Megersa et al., 2014).

Au-delà de leurs traitements pour la santé humaine et l'élevage, les plantes ont toujours été utilisées pour le traitement de l'eau et il existe des preuves suggérant que les communautés

du monde en développement ont utilisé des matériaux à base de plantes comme stratégie pour purifier l'eau potable (Sarah et al., 2008).

Par conséquent, les coagulants naturels et les désinfectants peuvent jouer un rôle essentiel pour le secteur de l'eau qui doit faire face à des problèmes de coût, en particulier pour les zones rurales pauvres qui n'ont pas les moyens de se procurer de l'eau potable (Megersa et al., 2014). De nos jours, un certain nombre de coagulants efficaces ont été identifiés d'origine végétale. Quelques-uns des plus communs incluent *Moringa olifera*, *Solanum incunum*, *Ocimum sanctum*, *Azadirachta indica*, *Triticum aestivum*, *Phyllanthus emblica* et *Strychnos potatorum* et d'autres (tableau I 4).

Tableau I 4: Liste de quelques espèces végétales utilisées comme coagulants.

Nom scientifique	Famille	Genres	Parties de la plante	Référence	Les usages
<i>Phaseolus vulgaris</i> L	Fabaceae	Phaseolus	La graine	Sciban <i>et al.</i> , 2006	Coagulation
<i>Senna alata</i> (L.) Roxb.	Fabaceae	Senna	Feuilles	Aweng <i>et al.</i> , 2012	Coagulation
<i>Coccinia indica</i> (L.) Voight	Cucurbitaceae	Coccinia	Fruits	Patale and Pandya, 2012	Coagulation
<i>Azadirachta indica</i> A.Juss	Meliaceae	<i>Azadirachta</i>	Fruit	Sowmeyan <i>et al.</i> , 2011	Coagulation
<i>Mangifera Indica</i> L.	Anacardaceae	<i>Mangifera</i>	Fruit	Qureshi <i>et al.</i> , 2011	Coagulation
<i>Trigonella foenum-graecum</i> L.	Fabaceae	<i>Trigonella</i>	La graine	Ramamurthy <i>et al.</i> , 2012	Coagulation
<i>Strychnos potatorum</i>	Loganiaceae	<i>Strychnos</i>	La graine	Ramamurthy <i>et al.</i> , 2012	Coagulation
<i>Abelmoschus esculentus</i> (Moench)	Malvaceae	<i>Abelmoschus</i>	Gencive	Renuka <i>et al.</i> , 2013	Coagulation
<i>Cactus latifaria</i>	Cactaceae	Cactus	Feuilles	Diaz <i>et al.</i> , 1999	Coagulation
<i>Pisum sativum</i> L.	Fabaceae	<i>Pisum</i>	La graine	Hassan <i>et al.</i> , 2012	Coagulation
<i>Moringa oleifera</i>	Moringaceae	<i>Moringa</i>	La graine	Eman <i>et al.</i> , 2009	Coagulation
<i>Opuntia ficus-indica</i>	Cactaceae	Cactus	Les feuilles	ABID <i>et al.</i> , 2009	Coagulation

Bien que de nombreux coagulants végétaux aient été rapportés, seuls quatre types sont généralement bien connus dans la communauté scientifique, à savoir les graines de Nirmali (*Strychnos potatorum*), *Moringa oleifera*, Tanin et Cactus (Megersa et al., 2014).

❖ Nirmali :

Strychnos Potatorum (nirmali) est un arbre de petite taille, trouvé dans le centre et le sud de l'Inde, où il est utilisé pour clarifier les eaux de surface pendant plus de 4000 ans, indiquant que le premier coagulant naturel utilisé pour le traitement de l'eau et est encore utilisé aujourd'hui dans les villages indiens pour dans ce but (Babu et Chaudhuri, 2005; Yin, 2010).

Babu et Chaudhuri (2005), le test effectué avec des graines nirmali comme coagulant, indiquent que les graines de *S. potatorum* contiennent des matériaux qui peuvent servir de coagulant, éliminant la turbidité, les bactéries et les virus de l'eau (Babu et Chaudhuri, 2005).

❖ Moringa Oleifera :

Le *Moringa oleifera* est le coagulant naturel le plus étudié sur la recherche scientifique, utilisé comme agent clarifiant dans le traitement de l'eau au lieu des coagulants métalliques comme les sels d'aluminium et le fer. Les graines de *Moringa oleifera* sont un polymère naturel

organique contiennent une huile comestible et une substance hydrosoluble. Il provient d'un arbre tropical trouvé en Asie, en Afrique et en Amérique latine (Yin, 2010 ; Ndabigengesere et al., 1995).

Plusieurs avantages d'utilisation du *Moringa oleifera* comme un coagulant (Ndabigengesere et Narasiah, 1998):

- aucun ajustement du pH et de l'alcalinité du milieu ;
- le *Moringa* ne cause pas de problèmes de corrosion sur la tuyauterie,
- le *Moringa* produit moins de boue par rapport à l'alun, atteignant un niveau jusqu'à 5 fois plus faible que le sel métallique

Le plus grand obstacle à l'adoption efficace du *Moringa* dans le traitement de l'eau potable et des eaux usées est le manque de réserves suffisantes de semences à cette fin. La solution à ce problème pourrait être la culture intensive des arbres dans les pays tropicaux et peut donc être consommée dans le monde entier (Ndabigengesere et al, 1995).

❖ **Tanins :**

Le tanin est un nom général donné aux grands composés de polyphénols obtenus à partir de matériaux naturels, par exemple, l'extrait organique de l'écorce et du bois d'arbres tels qu'Acacia, Castanea ou Schinopsis (Vijayaraghavan, 2011).

Les tanins pourraient remplacer la coagulation en raison de sa structure chimique phénolique groupes de nature anionique qui peut être deprotonados et forment une résonance stabilisée au phénoxyde, (Yin, 2010 ; Ozacar et Sengil, 2003).

Beltran-Heredia et al. 2011; ont étudié, la capacité de tanins dans plusieurs domaines est plus évidente: élimination de la turbidité (Beltrán-Heredia et al., 2011), les tensioactifs (Beltrán-Heredia et al., 2009) et les métaux lourds (Beltran Heredia et Sánchez Martín, 2008).

❖ **Cactus :**

Cactus, membre de la famille des plantes Cactaceae, est bien adapté aux terres arides et chaudes, où les plantes ont une capacité marquée à résister à une sécheresse prolongée. La capacité des espèces de cactus à retenir l'eau, dans des conditions climatiques défavorables, est due, en partie, à la capacité de liaison de l'eau du mucilage (Cárdenas et al., 1997). L'application d'espèces de cactus pour le traitement de l'eau est tout à fait nouvelle par rapport à d'autres coagulants naturels comme le nirmali et le *Moringa oleifera* (Yin, 2010).

Les genres les plus étudiés de cactus pour le traitement de l'eau sont l'Opuntia, associée à ses propriétés médicinales et sa source de nourriture, et le cactus latifaria, qui a également été utilisé avec succès comme coagulant naturel (YIN, 2010).

Selon Miller et al. 2008, la capacité de la coagulation avec l'Opuntia se produit à travers le mécanisme de formation de ponts chimiques, à travers des liaisons hydrogène ou des interactions dipolaires (Miller et al., 2008).

- **Les Coagulants à base animal :**

Les sources disponibles de coagulants à base de plantes sont beaucoup plus élevées que les coagulants basés sur les animaux, ce qui suggère que les coagulants à base de plantes pourraient être des alternatives potentielles aux coagulants chimiques et ont depuis peu progressé au cours des années.

Les coagulants à base d'animaux les plus couramment utilisés comprennent les cellules d'isolement provenant des vessies de poisson déchiquetées et de la chitine et du chitosane provenant des coquilles des crustacés (Choy et al., 2015).

- ❖ **Chitine et chitosane :**

La chitine et le chitosane ont été découverts en 18^{ème} siècle, mais ce n'est que dans les années 1970 que leur mise en valeur avait commencé. Ces deux biopolymères sont obtenus par les transformations successives des exosquelettes (carapaces) des crustacés provenant des déchets de l'industrie agro-alimentaire (Kadouche, 2013).

La faible teneur de la chitine dans les autres corps tels que les insectes et les champignons laissent à suggérer que les crustacés sont les principales sources fournissant cette matière (la chitine) (Blackwell, 1973 ; Muzzarelli, 1985). Son hydrolyse en milieu fortement alcalin conduit à l'obtention de son dérivé principal qui est le chitosane.

Tableau I 5: Source potentielles de chitine (Mathur et Narang, 1990).

Source de chitine		Teneur en chitine (%)
Crabe marbré (<i>Grapsus marmoratus</i>)		10
Carabe rouge (<i>portunus puber</i>)		10
Lz carabe comestible		70
Crabe araignée (<i>Maia squinata</i>)		16
Homard sauterelle (<i>Scyllarus arctus</i>)		25
Langouste (<i>Palinurus vulgaris</i>)		32
Crevette (<i>Palaemon fabricius</i>)		44
Seiche (<i>Sepia officinalis</i>)		20
Calam (<i>Ioligo vulgaris</i>)		40
Champignons	Mucor rouxili	9,4
	Aspergillus niger	42
	aspergillus phoenisis	23,7

Le chitosane est une substance peu répandue dans la nature. Il est présent uniquement dans les parois de certains micro-organismes fongiques (champignons zygomycètes) et dans leur mycélium. Ce qui explique qu'il n'y a pas de sources primaires exploitables. Sa production sera systématiquement assurée à partir de la transformation de la chitine en chitosane (Kaddouche, 2013).

➤ **Structure chimique de la chitine et de chitosane:**

La chitine est un polysaccharide constitué d'unités de poly N-acétyl-D-glucosamine liées par des liaisons de type β (1→4) tandis que le chitosane est constitué de poly D-glucosamine liées par des liaisons β (1→4) (Blackwell, 1973).

Ces deux biopolymères sont caractérisés par la longueur de leurs chaînes moléculaires ou leurs masses moléculaires (Kaddouche, 2013).

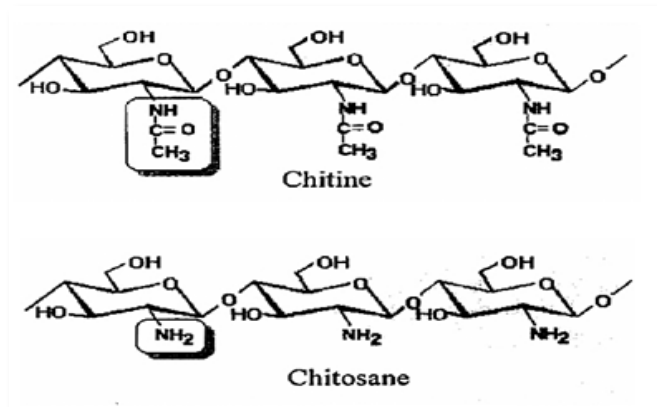


Figure I 13: La structure chimique de la chitine et de chitosane (To Oanh et al., 2007)

➤ **Le procédé d'obtention de la chitine et de chitosane :**

Le chitosane est le produit de la désacétylation (enlèvement des groupements acétyles) chimique en milieu alcalin ou enzymatique de la chitine. Cette dernière subit au préalable une déminéralisation à l'acide chlorhydrique, une déprotéinisation par la soude ou la potasse, et enfin un blanchiment par la présence d'un agent oxydant (Figure I 14) (Shahidi et Abuzaytoun, 2005).

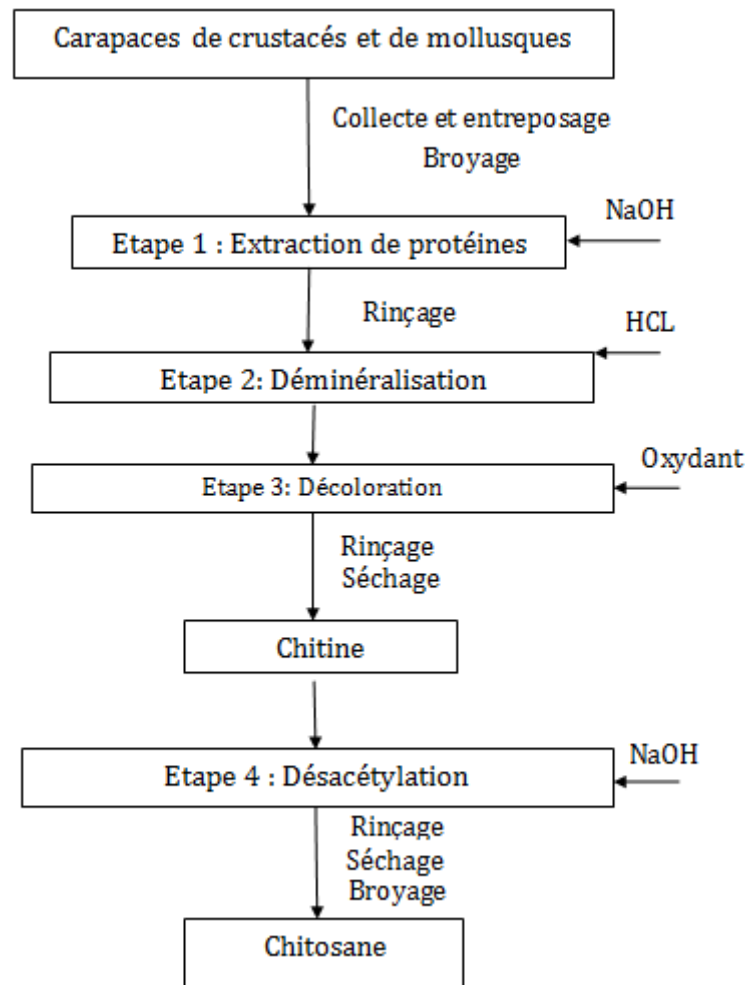


Figure I 14: Les procédés d'obtention de la chitine et de chitosane (Onsoyen et Skaugrud,1990 in (kadouche,2013))

➤ ***L'utilisation du chitosane comme un coagulant :***

L'utilisation de chitosane a touché plusieurs domaines à savoir le domaine de la pharmacie, agroalimentaire, l'agriculture, le textile ; la papeterie et les cosmétiques.

Il est une ressource naturelle, renouvelable et biodégradable non toxique. Il est aussi une substance biocompatible qui a une réactivité chimique très intéressante. Il pourra jouer un rôle important dans plusieurs domaines vu ces propriétés filmogènes, biologiques et de rétention de l'eau (Hudson et Jenkins , 2003). Ces propriétés coagulants flocculants et absorbantes pourront aussi substituer les produits utilisés à ce jour dans les domaines de traitement des eaux.

Ravi et Pillai en 2001, montrent que le chitosane réduit efficacement la turbidité due à la kaolinite par floculation et sédimentation. L'efficacité de floculation est très sensible au pH et atteint un maximum à pH 7,5. La concentration optimale de chitosane nécessaire pour effectuer la floculation est indépendante de la concentration en kaolinite dans l'intervalle

examiné. La floculation est plus rapides à des concentrations plus élevées de kaolinite et les floes sont grands et se déposent rapidement (Ravi et Pillai , 2001).

En 2007, Ashoka et Fereidoon ont montré que le chitosane est un coagulant efficace pour l'élimination des protéines des eaux usées ainsi que pour l'élimination des ions métalliques [Hg (II), Fe (II), Ni (II), Pb (II), Cu (II) et Zn (II)] provenant des eaux usées industrielles, en particulier à pH 7 (Ashoka et Fereidoon, 2007).

En 2009, Bina et al ont montré que l'efficacité de l'élimination de la turbidité était entraîné entre 74,3% à 98,2% par l'alun en conjonction avec le chitosane. La diminution de la turbidité fournissait également une réduction primaire d'Escherichia coli de 2 à 4 unités logarithmiques dans les 1 à 2 premières heures du traitement. L'efficacité de l'élimination de la dureté a diminué lorsque la dureté totale est passée de 102 à 476 mg/l sous forme de CaCO₃. L'utilisation de coagulants naturels permet de réaliser des économies considérables sur les coûts de traitement des produits chimiques et des boues (Bina et al., 2009).

Altaher en 2016 a utilisé le chitosane comme coagulant dans l'élimination de la turbidité de l'eau de mer pour remplacer les coagulants inorganiques ayant des effets dangereux. Il montre que l'élimination de la turbidité la plus élevée de 97,5% a été obtenue à un pH initial de 8,1. La dose optimale était de 18 mg/l. Le chitosane dissous dans le HCl s'est révélé plus performant que celui dissous dans l'acide acétique. Des efficacités d'élimination de la turbidité comparables ont été obtenues en utilisant de l'alun et du chitosane. Cependant, des doses beaucoup plus élevées ont été utilisées lors de l'utilisation de l'alun, ce qui implique un coût plus élevé et une augmentation de la concentration résiduelle d'aluminium dans l'eau traitée (Altaher , 2016).

I.3.Prétraitement par les procédés membranaires :

I.3.1.Généralités sur les procédés membranaires :

En raison des limitations du prétraitement conventionnel qui viennent d'être évoquées, un intérêt croissant s'est porté sur l'utilisation de procédés membranaires basse pression tels que la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF) et la nanofiltration (NF). Les avantages majeurs des procédés membranaires sont les suivants (Pearce, 2007) :

- Flux de l'osmose inverse significativement élevé ;
- Plus faible consommation de produit chimique ;
- Meilleure compacité (-33 %) ;
- Augmentation de la durée de vie des membranes d'osmose inverse ;
- Capacité de fonctionnement à une qualité de l'eau d'alimentation variée ;
- Désinfection et nettoyage de l'osmose inverse moins nécessaire.

Les membranes de nanofiltration ont des diamètres de pores qui vont de 0,5 nm à 1,5 nm (Baker, 2012). Le transfert de masse à travers des membranes de nanofiltration est décrit en utilisant à la fois des modèles de flux poreux et de diffusion de solution. Ces membranes sont également appelées polymères à microporosité intrinsèque (PIM) (Budd et al., 2008).

Les membranes d'ultrafiltration ont des diamètres de pores compris entre 1 nm et 0,1 μm (Burba et al., 1998). Ces pores ont la propriété d'être des micropores plus grands et stables qui ne varient pas avec le temps et n'apparaissent pas et disparaissent en raison du mouvement thermique moléculaire comme les membranes d'osmose inverse.

Les membranes de microfiltration ont des diamètres de pores compris entre 0,1 μm et 10 μm (Saboyainsta et Maubois, 2000). Son mécanisme de filtration est également décrit par le mode d'écoulement des pores car il réalise la séparation avec le même mécanisme de tamisage. La macrofiltration, également connue sous le nom de filtration conventionnelle, présente des diamètres de pores supérieurs à 10 μm (Guillem, 2013).

1.3.2. Les différents systèmes de la filtration membranaire :

La filtration sur membrane poreuse peut être frontale ou tangentielle. Dans le cas d'une filtration frontale l'alimentation arrive perpendiculairement à la membrane, toute l'eau passe ainsi à travers la membrane (Figure I 15 (a)). Pour la filtration tangentielle, l'écoulement se fait parallèlement à la membrane (b)).

Dans les deux modes de filtration, il y a accumulation de matière à la surface de la membrane, ce qui réduit le débit de filtration ou augmente la pression transmembranaire. L'épaisseur du gâteau est plus grande dans le cas d'une filtration frontale et par conséquent la chute du débit (en filtration à pression constante) est plus significative que lors d'une filtration tangentielle (Aimar et al., 2010).

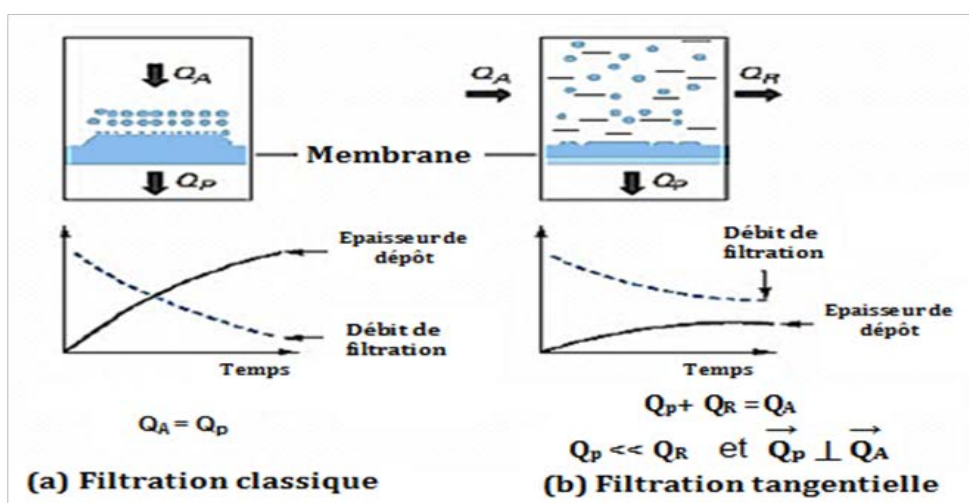


Figure I 15 : Le principe de la filtration frontale et tangentielle (Aimar et al., 2010)

I.3.3. Prétraitement membranaire avant l'osmose inverse :

Hassan et al. (1998, 2000) ont testé pour la première fois à l'échelle pilote d'une capacité de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{jour}^{-1}$ le prétraitement d'eau de mer par NF. La NF permet d'obtenir un perméat avec (i) une très faible turbidité et une faible teneur en microorganismes résiduels, (ii) une réduction de la dureté d'eau et (iii) une réduction des ions monovalents et de la salinité totale de plus de 50 % (Hassan et al., 1998, 2000).

La performance d'une membrane d'UF (Aquasource®) à l'échelle pilote a été évaluée pour le prétraitement d'eau de mer par Teuler et al., 1999. Ils ont trouvés que la membrane Aquasource® ne paraît pas sensible à la salinité élevée de l'eau de mer. De plus, la résistance mécanique et le flux spécifique de la membrane Aquasource® restent stables pendant l'opération durant 2 mois : le flux spécifique est d'environ $240 \text{ l} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{bar}^{-1}$ (Teuler et al., 1999).

Yu et al. 2007, ont proposé que le prétraitement soit différent selon les différentes sources de l'eau saumâtre. Par exemple le prétraitement des eaux souterraines se concentre sur la façon de faciliter ou de prévenir la précipitation du sel non dissous (Yu et al., 2007).

Sun et al. 2007, ont utilisé l'ultrafiltration comme parties du prétraitement et ont mis la membrane d'ultrafiltration et la membrane d'osmose inverse ensemble pour le dessalement avec une teneur en sel de 4000 à 4500 mg/l. La membrane d'ultrafiltration pourrait éliminer la muqueuse suspendue, la chroma, la microorganique, le colloïde et la matière organique (Sun et al., 2007).

De plus, Remize et al. 2009, ont constaté que la MF conduit à un SDI supérieur et à une élimination élevée des bactéries, planctons et particules, mais que l'élimination des matières organiques est plus faible qu'avec un prétraitement conventionnel (Remize et al., 2009). De leur côté, Shon et al. (2009) ont comparé l'ultrafiltration et nanofiltration : l'UF présente un taux de rétention de 20,3 % sur les matières organiques marines contre 28,9 % pour la NF (Shon et al., 2009). L'intérêt majeur de la NF évoqué par Pontié et al. (2003) est qu'elle permet une déminéralisation seulement partielle de l'eau de mer pour la préparation de solutions d'une salinité de $9 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ (Pontié et al., 2003).

Elis et al., en 2012, ont installé une pilote de traitement de l'eau saumâtre utilisant un système d'élévation membrane-air à ultrafiltration (UF) comme prétraitement de la membrane basse pression par osmose inverse (OI). Les sources d'eau saumâtre contiennent des solides colloïdaux et en suspension qui peuvent entraîner une charge d'encrassement des membranes d'OI et nuire à leur performance. L'opération de prétraitement de l'UF, testée par l'ajout d'air

comprimé dans l'alimentation (système de relevage pneumatique), a permis d'obtenir un flux stable, de réduire le colmatage de la membrane et de réduire la pression d'alimentation. Un flux de OI avec prétraitement UF peut produire de l'eau potable de 30-61 l /m² · heure.

Ils ont observé que la qualité du perméat d'OI résultait de l'utilisation d'un prétraitement d'UF-PS (Polysulfone UF) avec un rejet total de 96-98% et un rejet de couleur de 99-100% à 5 ou 8 bars de pression de fonctionnement. Leurs résultats confirment que la technologie membranaire avec prétraitement UF-air lift et membrane basse pression OI pourrait être acceptée comme condition de la source d'eau saumâtre dans les zones côtières de l'Indonésie dans la production d'eau potable (Elis et al., 2012).

Les membranes d'UF et de MF vont retenir les particules, mais laissent passer les petites matières organiques, donc ne permettent pas la prévention de la formation du biofilm. Par ailleurs, la membrane de NF retient petites molécules organiques et sels, mais fait apparaître la problématique du colmatage qui peut être voisine de celui d'osmose inverse. L'enjeu est de proposer un procédé de prétraitement permettant de retenir les particules colloïdales et qui consomme un faible coût énergétique. Notre choix s'est porté sur le procédé de l'ultrafiltration. C'est pourquoi, le paragraphe suivant présente plus en détails ce procédé membranaire.

1.3.3.1. Le prétraitement par l'ultrafiltration :

L'ultrafiltration (UF) est une technique de séparation non dénaturante des macromolécules ou des particules en suspension dans un liquide à travers des membranes poreuses. Ces membranes sont dites basses pression du fait que la pression transmembranaire (PTM) est de l'ordre de 0,2 à 2 bar. L'UF est caractérisée par un seuil de coupure entre 0,001 et 0,02 µm (Cheryan, 1998). Wolf et al. 2005, ont présenté une comparaison économique du prétraitement par procédé membranaire par l'UF et par prétraitement conventionnel – la coagulation et la filtration sur sable bicouche – comme présenté dans le tableau I 6 :

Tableau I 6: Comparaison économique entre le prétraitement membranaire et conventionnel (Wolf et al., 2005).

Coût (\$ UD/m ³)		Prétraitement membranaire	Prétraitement conventionnel
Investissement	Infrastructure	205	203
	Système de prétraitement	202	143
	Système de dessalement	572	625
	Coût d'investissement total	979	971
	Coût investissement	0,2337	0,2452
Opération	Remplacement de l'UF/ les matériaux de filtration à sable	0,0234	0,0026
	Remplacement de l'osmose inverse	0,0161	0,0275
	Produit chimiques pour le nettoyage et le procédé	0,0411	0,0488
	Consommation d'énergie	0,1773	0,1712
	Partie des pièces de rechange	0,0382	0,0411
	Main d'oeuvre	0,0286	0,0360
	Frais généraux	0,0196	0,0196
	Cout opératoire total	0,582	0,592

Remarque : Les coûts ci-dessus n'incluent pas l'acquisition du terrain et ne considèrent aucune pénalité pour l'eau potable alternative dans le cas de sous-performance de l'usine causée par le prétraitement.

I.3.3.2. Matériaux membranaires et géométries utilisés dans les usines de dessalement :

Les matériaux rencontrés pour l'élaboration des membranes de prétraitement d'eau de mer et saumâtre sont le polyethersulfone (PES), le polypropylène (PP), le polyfluorure de vinylidène (PVDF) et le polysulfone (PSf). Tous ces matériaux sont de types organiques et sont hydrophiles, ce qui présente deux avantages : les membranes sont plus facilement perméables à l'eau et les molécules organiques (hydrophobes) adhèrent moins à leur surface (limitation du colmatage). Parmi ces matériaux le plus utilisé est le polyfluorure de vinylidène (Pearce, 2007).

Selon la géométrie des membranes, celles-ci peuvent fonctionner suivant deux configurations ; soit interne-externe soit externe- interne (Figure I 16). Les termes externe et interne sont associés au sens de circulation du fluide. Ainsi, dans le cas d'une filtration externe-interne, le liquide d'alimentation arrive du côté extérieur des fibres et le perméat est récolté à l'intérieur. En configuration interne-externe, la suspension à filtrer arrive à l'intérieur de la membrane et le perméat est récolté à l'extérieur (PLANTIER, 2013).

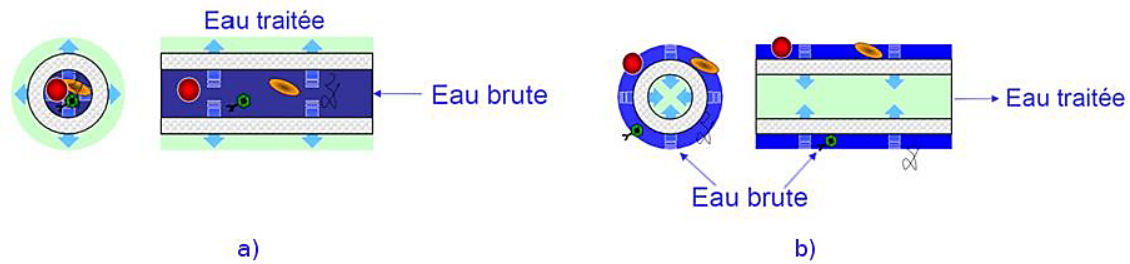


Figure I 16 : Mode de filtration. a) Interne-Externe. b) Externe-Interne (PLANTIER, 2013).

Les membranes les plus répandues dans une usine de dessalement sont de type fibres creuses, tubulaires ou spiralées (Figure I 17). L'ultrafiltration sous pression sur membranes à fibres creuses est la technique la plus utilisée en prétraitement d'osmose inverse. Le mode de filtration est généralement frontal, de l'extérieur de la fibre vers l'intérieur (Remigy et al., 2007).

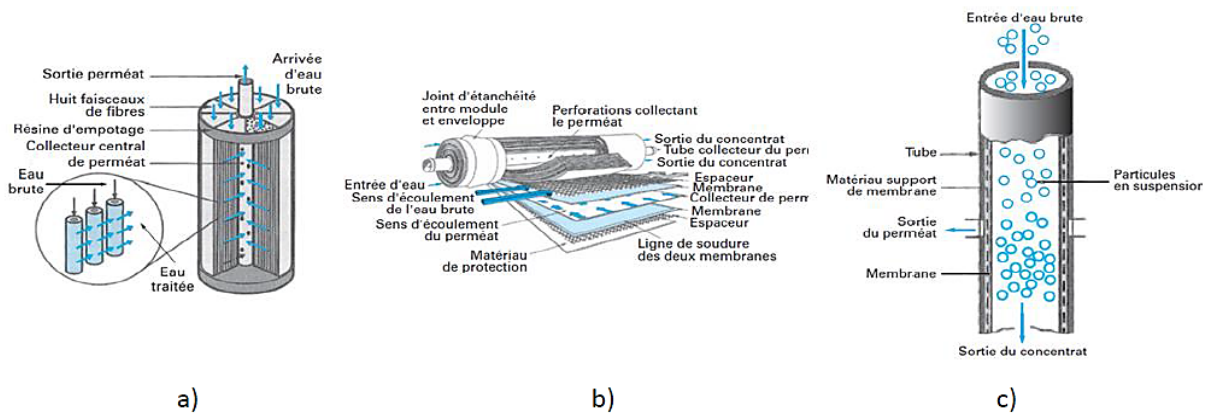


Figure I 17: Différentes géométries membranaires [a) fibres creuses, b) spiralée et c) tubulaire] utilisées dans les modules membranaires de prétraitement (Remigy et al., 2007)

1.3.3.3. Phénomènes de colmatage en ultrafiltration :

A. Mécanismes de colmatage en UF :

Le problème de colmatage est le plus aigu des problèmes rencontrés en filtration membranaire, ce sujet fait l'objet de nombreuses études de recherche portant sur la modélisation du colmatage (Jaffrin et al., 1997; Wiesner et Chellam, 1992), sur les indices de colmatage (Schippers et al., 1980, Boerlage et al., 2003, Khirani et al., 2006) ou sur les mécanismes de colmatage (Schäfer et al., 2000 ; Tamas et al., 2004).

Le colmatage des membranes d'UF peut être considéré comme un ou plusieurs des mécanismes suivants : (i) accumulation/dépôt de matière sur la surface de la membrane, (ii) blocage des pores (iii) adsorption de molécules sur le matériau membranaire (Figure I 18) (Laborie, 1998).

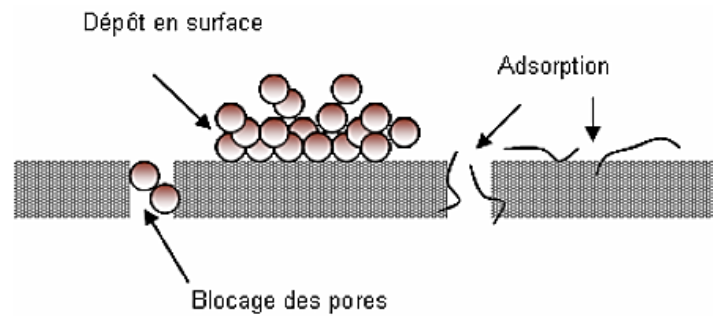


Figure I 18: Schématisation des différents mécanismes de colmatage d'une membrane d'UF (Laborie, 1998).

Les principaux phénomènes de colmatage sont :

➤ **L'adsorption :**

On entend par adsorption la « fixation » de matériaux dans les pores ou à la surface de la matrice de la membrane (Kicili, 2006). Cela entraîne une augmentation de la résistance au transfert. Ce mécanisme de colmatage est dit irréversible hydrauliquement. Des lavages chimiques sont nécessaires afin de casser les liaisons soluté-membrane.

Nyström et al. 1989, mentionnent que dans le cas des membranes d'ultrafiltration, la perte de flux est étroitement liée à l'adsorption de composés à la surface de la membrane (Nyström et al., 1989).

Dans la mesure où la plupart des membranes d'UF commercialisées sont chargées négativement, Cho et al. 1999, ont réalisées les observations suivantes :

- les matières organiques naturelles qui favorisent le colmatage (par des phénomènes d'adsorption) présentent une faible densité de charge et un caractère hydrophobe très marqué.
- les propriétés des membranes contribuant au colmatage ont une faible charge de surface ainsi qu'un caractère hydrophobe marqué.
- Les interactions hydrophobes peuvent entraîner une accumulation croissante de matières organiques naturelles sur les membranes, conduisant à un colmatage par adsorption plus important.

➤ **La polarisation de concentration :**

Le phénomène de polarisation de concentration est lié à l'accumulation de solutés au voisinage de la membrane sous l'effet du flux de solvant. L'accumulation de solutés génère un gradient de concentration et un flux de rétrodiffusion proportionnel au gradient de concentration est créé en opposition au flux convectif. Lorsque la concentration devient très élevée, un gel peut se former notamment en présence d'une forte concentration en

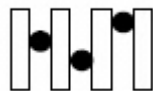
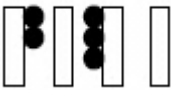
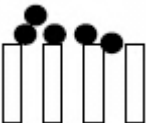
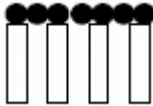
macromolécules ou un dépôt en présence de colloïdes (Aimar et al., 2010). La polarisation de concentration est particulièrement importante en osmose inverse.

L'ultrafiltration ne fait pas partie des procédés membranaires permettant l'élimination totale des sels minéraux. Le mécanisme de polarisation de concentration ne résulte toutefois pas uniquement de l'accumulation des solutés. En effet, le passage de certains sels de petite taille à travers la membrane perturbe la force ionique, le pH et les équilibres de la couche limite, créant localement des phénomènes de précipitation (Kecili, 2013).

➤ **Blocage des pores:**

Le blocage de pores est lié à la présence de composés dont la taille est voisine de celle des pores de la membrane. La pénétration de ces composés dans les pores réduit fortement les flux locaux au niveau des pores engendrant alors un colmatage important. En filtration frontale, des lois ont été établies par Hermans et Bredee en 1936, pour caractériser les différentes étapes allant du blocage de pores à la formation d'un dépôt: le blocage complet, le blocage standard, le blocage intermédiaire puis la filtration sur gâteau (Tableau I 7) (Hermans et Bredee, 1936).

Tableau I 7: Lois de filtration frontale décrivant les différents mécanismes de colmatage (Hermans et Bredee, 1936).

Modèle	Représentation	Phénomène	équation
Blocage complet		La taille des particules est égale à la taille des pores	$V = J_0 \times (1 - \exp(-k \times t))$ K : constante de filtration du blocage complet
Blocage standard		La taille des particules est légèrement inférieure à celle des pores. Elles passent à travers les pores	$\frac{t}{v} = \frac{k}{2} \times t = \frac{1}{J_0}$ K : constante de filtration du blocage standard
Blocage intermédiaire		Les particules bouchent les pores et s'accumulent sur d'autres particules. C'est le phénomène d'adsorption	$k \times V = \ln(1 + (k \times t \times J_0))$ K : constante de filtration du blocage intermédiaire
Filtration sur gâteau		La taille des particules est supérieure à la taille des pores. Elles se déposent à la surface de la membrane	$\frac{t}{v} = \frac{k}{2} \times V + \frac{1}{J_0}$ K : constante de filtration du gâteau

Lorsque la taille des particules est ou devient supérieure à celle des pores, elles ne peuvent plus passer à travers la membrane et s'accumulent alors à sa surface jusqu'à former un dépôt communément appelé « **gâteau** » (Colet, 2013).

En UF et MF, la résistance du gâteau est inférieure à celle des membranes si les particules déposées en surface sont de tailles plus importantes que celle des pores (Habarou, 2004).

B. Impact du colmatage

Les conséquences du colmatage sur le fonctionnement des unités de prétraitements membranaires sont similaires à celles sur l'unité de dessalement par osmose inverse. L'apparition d'un colmatage sur les membranes de prétraitement entraîne (PLANTIER, 2013):

- la diminution du flux de perméat, ce qui provoque l'augmentation de la pression transmembranaire de travail afin de maintenir un flux de perméat constant ;
- l'augmentation des fréquences des nettoyages chimiques, des quantités d'agents chimiques utilisés ;
- la diminution de la durée de vie des membranes.

C. Le nettoyage :

Le nettoyage consiste à éliminer d'une surface donnée toute souillure visible ou invisible pouvant s'y trouver, ce nettoyage est fait par des méthodes physiques et chimiques (Kicili, 2006).

➤ Méthodes physique de décolmatage :

Il existe plusieurs méthodes physiques de décolmatage : le backflush, le backpulse et la méthode par ultrasons.

- **Le backflush :**

Afin de limiter l'accumulation du dépôt sur les membranes de contre-lavage ou rétrolavage (backflush) est nécessaire au cours de la filtration. Il est effectué en envoyant soit de l'eau filtrée avec de l'air dans le sens inverse de filtration de manière à enlever les particules accumulées à la surface de la membrane (Plantier, 2013).

- **le backpulse :**

Une technique très proche du rétrolavage, est le « backpulse ». La pression transmembranaire est inversée une fois toutes les 5 secondes sur une durée inférieure à la seconde (0,1 – 1 seconde), pour éliminer le dépôt de la surface de la membrane. Cette technique a l'avantage de permettre un décolmatage in-situ et est utilisée industriellement (Kecili, 2006).

Les deux techniques « backflush » et « backpulse » ne peuvent être employées qu'avec des membranes de résistance mécanique suffisante pour éviter le décollement de la peau active (Kecili, 2006).

- **Ultrasons :**

Une autre méthode de décolmatage utilise les ultrasons. L'intensité des vibrations des ondes ultrasonores doit toutefois être contrôlée pour ne pas détériorer la membrane. De nombreux auteurs (Kobayashi et al., 2002 ; Li et al., 2005, etc) ont montré que le nettoyage par ultrasons est efficace particulièrement dans le domaine de la laiterie.

- **Le nettoyage chimiques et /ou enzymatique :**

Les étapes de rétrolavage ou backwash utilisées ne permettent pas d'enlever complètement les particules accumulées à la surface de la membrane. Un nettoyage chimique est donc nécessaire. L'acide citrique (pH faible), la soude (NaOH) ou l'eau de javel (NaOCl) sont les agents chimiques utilisés pour le nettoyage. Ils sont recirculés dans le module membranaire pendant 8 à 24 h. Généralement ce nettoyage a lieu après un à trois mois de fonctionnement des installations membranaires (Plantier, 2013).

Chapitre II :

Matériels et méthodes

II.1. Matériels et méthodes :

II.1.1. Préparation de l'eau synthétique :

Les eaux à traiter ont été préparées en laboratoire en utilisant de l'eau distillée et du chlorure de sodium (NaCl = 3 g/l). Le chlorure de sodium utilisé est de la marque: Sigma-Aldrich; Dosage: $\geq 99,5\%$ (AT); Forme: cristallin (fin); pH = 5,0-8,0 (25 ° C, 50 mg/ml dans H₂O).

La turbidité a été créée en ajoutant de la bentonite industrielle, et la suspension a été agitée lentement pour atteindre 20 tr/min pour 1 h, afin d'obtenir une dispersion uniforme de particules de bentonite. La suspension a été autorisée à supporter 24 h, et pour obtenir une hydratation complète de la bentonite.

Tableau II 1: Caractéristiques de l'eau synthétique

<i>Les caractéristiques</i>	<i>Solution N° 1</i>	<i>Solution N°2</i>	<i>Solution N°3</i>
La Turbidité (NTU)	53,5	10,3	5,1
TDS (mg/l)	3000	3000	3000
pH	7,4	7,28	7,10
La Conductivité électrique ($\mu\text{s/cm}$)	5760	5720	5685
La température (°C)	21-22	21-22	21-22

II.2. Coagulation-floculation-décantation :

II.2.1. Description des tests de floculation :

Le Jar-Test que nous avons utilisé, de marque ISCO IDH3A000, comporte 6 agitateurs dont la vitesse de rotation peut varier entre 0 et 300 tr/min. Les pales sont de type à hélices et le volume des béciers est de 1 litre.

Le protocole de jar-test utilisé est le suivant:

- Préparation de 1 litre d'échantillon,
- Agitation rapide à une vitesse de 200 tr/min pendant 2 min tout en introduisant le coagulant,
- Agitation lente à une vitesse de 30 tr/min pendant 20 min,
- En arrêtant l'agitation, en élevant les lames d'agitation et en suite une décantation pendant 15 min,
- Un échantillon de 30 ml d'eau décantée est prélevé dans chaque bécier. Les résultats sont exprimés en pourcentage de réduction de la turbidité (rendement) afin d'éviter sa variation.

$$\% \text{ Reduction} = \frac{\text{la turbidité initial} - \text{la turbidité final}}{\text{la turbidité initial}} * 100$$

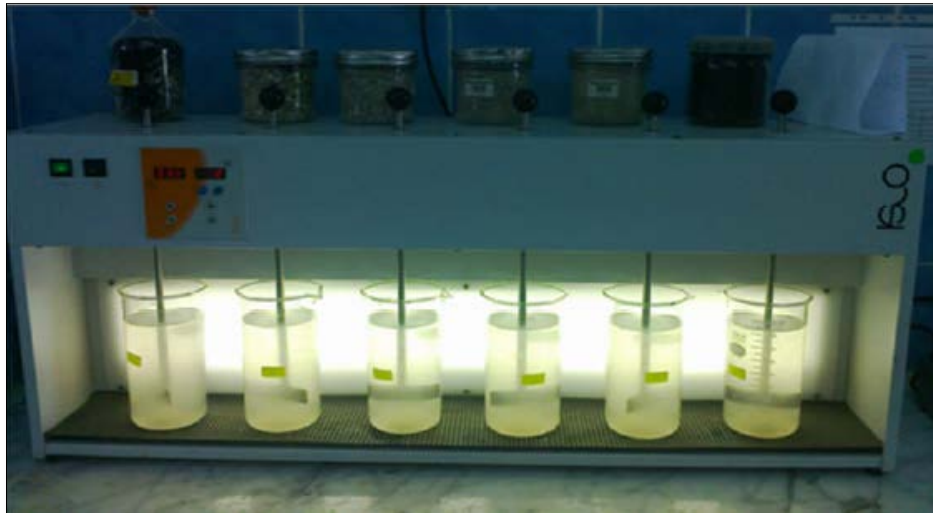


Figure II 1: Jar -test (ISCO IDH3A000) (Laboratoire de la station de traitement ; barrage Sekkak. tlemcen).

II.2.2.Préparation des coagulants :

❖ Le sulfate d'aluminium (L'alun) :

Comme sel coagulant, nous avons utilisé du sulfate d'aluminium en poudre $[Al_2 (SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$. Une solution mère de 10 g/l a été préparée en dissolvant périodiquement cette poudre dans de l'eau distillée.

❖ Le Chitosane:

La poudre de chitosane, pesée avec précision (100 mg) et placée dans un bécher en verre, a été mélangée avec 10 ml d'une solution de HCl 0,1 M et a été conservée pendant environ une heure pour se dissoudre. On l'a ensuite dilué à 100 ml en ajoutant de l'eau distillée pour obtenir une solution contenant 1,0 mg de chitosane par ml de solution.

Comme on l'a observé précédemment, le chitosane dans les solutions acides subit une modification de ses propriétés sur une période de temps. Les solutions ont été fraîchement préparées avant chaque ensemble d'expériences (Divakaran et Pilla, 2002). Le HCl a été considéré comme un meilleur choix pour la préparation au chitosane à partir du point de vue des intrants organiques (Vaidya et Bulusu ,1984).

Le chitosane a été fourni par sigma Aldrich avec les caractéristiques suivantes : Apparence poudre de couleur beige Degré de désacétylation u75% Viscosité 20 – 300 cps

❖ Le Cactus :

La poudre sèche de cactus a été obtenue en coupant les feuilles du cactus frais dans des bandes de 1 cm de large, puis en les séchant à la température de 60 ° C pendant 24 h. Ces bandes sèches ont ensuite été broyées dans un broyeur et tamisées pour obtenir des particules de taille 600 µm (Shilpa et al., 2012). Le cactus utilisé a été amené à Tlemcen, d'une ville du nord-ouest en Algérie.



**Figure II 2: Le cactus *opuntia ficus indica*
(Tlemcen, Algérie)**



Figure II 3: la poudre du cactus

II.2.3.Préparation du flocculant :

En tant que flocculant, on a choisi un polymère cationique (polyamide) qui est utilisé par la station du traitement de barrage "Sakkak". Les doses du flocculant variaient entre 1 et 8 mg/l.

II.3.Ultrafiltration /Nanofiltration**II.3.1.Les membrane utilisée :**

Quatre membranes organiques en feuilles achetées auprès de différentes sociétés ont été étudiées. Les membranes utilisées sont des membranes composites à couches minces composées de trois couches: une couche mince en tant que couche active, un grand polysulfone mésoporeux en tant que couche de support et une couche microporeuse intermédiaire en polysulfone.

Les membranes étudiées sont deux membranes de nanofiltration (NF200 et NF270) et deux membranes d'ultrafiltration (HC030 et UH050).

Le tableau II.2 montre les noms commerciaux des membranes et leurs fournisseurs ainsi que le matériel principal utilisé dans la fabrication des membranes.

Tableau II 2: Propriétés des membranes utilisées et leurs fabricants

<i>Membrane</i>	<i>seuil de coupure (KDa)</i>	<i>Type</i>	<i>Fabricant</i>	<i>Matériel</i>
NF200	200	NF	Dow (Filmtec)	Poly piperazineamide sulfonated
NF270	300	NF	Dow (Filmtec)	Polyamide
HC030	30	UF	-	cellulose régénérée (CR)
UH050	50	UF	-	polyéthersulfone hydrophile (PeSH)

II.3.2. La cellule AMICON :

La cellule de filtration du modèle Amicon 8200 fonctionnant en mode impasse sans agitation a été utilisée. Le système utilisé pour la filtration frontale est représenté sur la figure II.4. La cellule de filtration a été connectée à une source de gaz N₂ pour induire une pression (Une pression transmembranaire de 1 à 5 bars). Le perméat a été recueilli et le flux était mesuré. La surface effective de toutes les membranes était de 20 cm². Toutes les expériences ont été réalisées à température ambiante (20 °C).

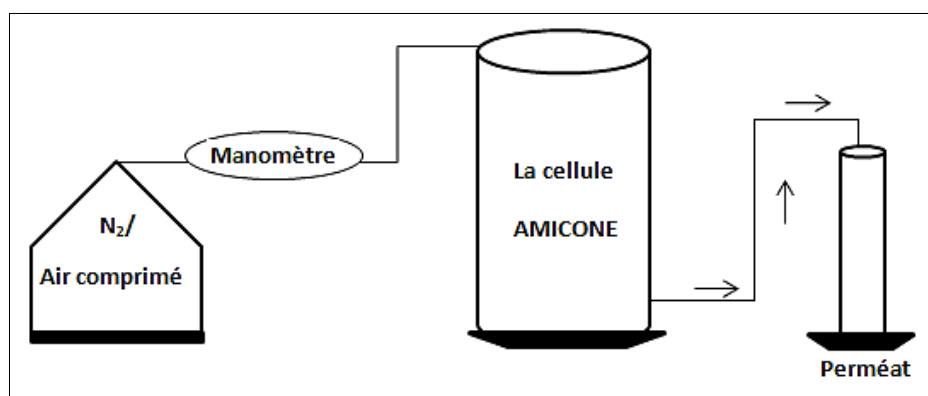


Figure II 4 : Représentation schématique du système UF pour la filtration avec des membranes à feuilles planes.

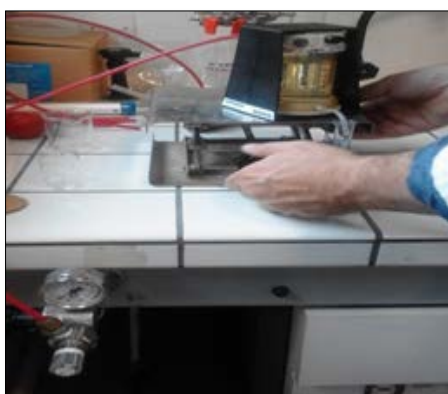


Figure II 5 : Représentation photographique du système UF pour la filtration avec des membranes à feuille planes.

La mise on route de la cellule est le suivant:

1. Prendre une membrane stockée dans le frigo. Cette membrane est dans une solution de bisulfite de sodium à 1% ;
2. Rincer la membrane à l'eau ultra pure ou bien l'eau distillée ;
3. Découper la membrane suivant les dimensions de la surface de filtration ($S=20 \text{ cm}^2$) ;
4. Installer la membrane sur la surface de filtration au-dessous du joint (figure II 6) ;
5. Monter en faisant à la base de la cellule la pièce pour maintenir en tout ;
6. Remplir le réservoir de la solution à filtrer ;
7. Installer la tête de la filtration sur le réservoir ;
8. Mettre un carton entre le haut de la tête de la cellule et le corps de la membrane. ;
9. Placer la cellule dans le garde-corps noir ;
10. Placer le tuyau de l'air comprimé avec la cellule afin d'assurer la pression d'opération ;
11. Régler le manomètre pour travailler à la pression souhaitée. Tourner la vanne dans le sens des aiguilles d'une montre ;
12. Le perméat sort de la cellule par un tuyau fin.

Fin de l'expérience

1. Faire redescendre la pression à 0 bar au manomètre ;
2. Vider le réservoir de la cellule ;
3. Enlever la membrane et stoker la dans une solution de bisulfite de sodium de 1% à une température de 4°C.



Figure II 6: Membrane placée sur la surface de la filtration et joint positionné



Figure II 7: Le coupon cellulaire de la membrane.



Figure II 8 : Un manomètre pour la mesure de la pression appliquée



Figure II 9: La sortie du perméat

II.3.3. La perméabilité hydraulique et la Rétention de sel :

Pour déterminer la perméabilité hydraulique d'une membrane pour une eau distillée ; on prend les étapes suivants :

1. Prendre une membrane stockée dans le frigo. Cette membrane est dans une solution de bisulfite de sodium à 1% ;
2. Rincer la membrane à l'eau ultra pure ou bien l'eau distillée ;
3. Découper la membrane suivant les dimensions de la surface de filtration ($S=20 \text{ cm}^2$) ;
4. Installer la membrane sur la surface de filtration ;
5. Monter en faisant à la base de la cellule la pièce pour maintenir en tout ;
6. Remplir le réservoir de l'eau distillée ;
7. Installer la tête de la filtration sur le réservoir ;
8. Mettre un carton entre le haut de la tête de la cellule et le corps de la membrane ;
9. Placer la cellule dans le garde-corps noir ;
10. Placer le tuyau de l'air comprimé avec la cellule afin d'assurer la pression d'opération ;
11. Régler le manomètre pour travailler à la pression souhaitée. Tourner la vanne dans le sens des aiguilles d'une montre ;
12. Le perméat sort de la cellule par un tuyau fin ;
13. Afin de déterminer la perméabilité hydraulique, commencer à mesurer le volume du perméat à un temps précis ; puis calculer le débit en faisant arriver la pression de 1 à 5 bar [$Q=V/t$ (l.h)] ;
14. Calculer le flux (J_v) en $l/h.m^2$
Avec : $J_v = Q / S$
Q : le débit (l/h)
S : la section de la membrane (m^2)
15. tracer la courbe d'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage ;
16. déterminer la perméabilité hydraulique (L_p) à partir de la courbe. Le flux de l'eau par une membrane peut être décrit par la loi du Darcy de l'Equation suivant:
 $J_v = L_p \cdot \Delta P$ (l/h. m^2)
 L_p : la perméabilité hydraulique de la membrane
 J_v : le flux

ΔP : la pression transmembranaire (bar)

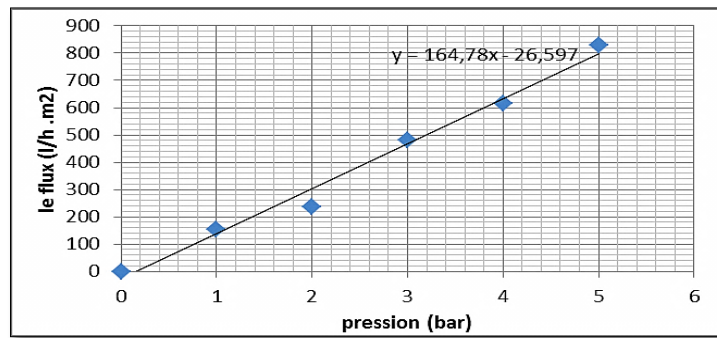


Figure II 10: Exemple d'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage

17. Afin de déterminer la rétention de sel, commencer à mesurer la conductivité du perméat à chaque mesure et calculer la rétention à partir de la relation suivante :

$$R = (1 - C_p / C_0) * 100$$

Avec :

R : la rétention de sel (%)

C_p : la conductivité du perméat ($\mu\text{s}/\text{cm}$)

C_0 : la conductivité initiale de solution ($\mu\text{s}/\text{cm}$)

18. Tracer la courbe d'évolution de la rétention de sel en fonction de la pression.

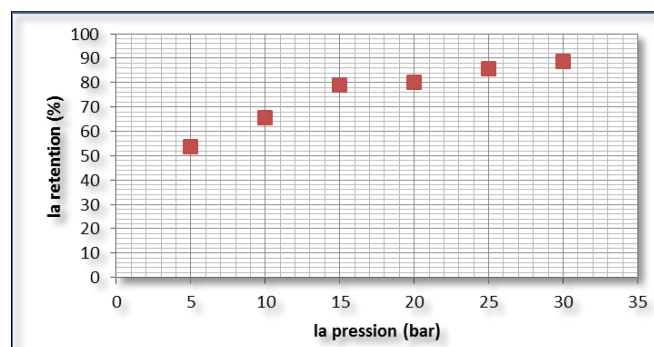


Figure II 11 : Exemple d'évolution de la rétention de sel en fonction de la pression.

II.3.4.L'indice de colmatage MFI (Modèle de type « gâteau ») :

Pour déterminer l'indice de colmatage ; on prend les étapes suivants :

- 1) Prendre une membrane stockée dans le frigo. Cette membrane est dans une solution de bisulfite de sodium à 1% ;
- 2) Rincer la membrane à l'eau ultra pure ou bien l'eau distillée ;

- 3) Découper la membrane suivant les dimensions de la surface de filtration ($S=20 \text{ cm}^2$);
- 4) Installer la membrane sur la surface de filtration;
- 5) Monter en faisant à la base de la cellule la pièce pour maintenir en tout ;
- 6) Remplir le réservoir de la solution à filtrer ($v=20\text{ml}$) ;
- 7) Installer la tête de la filtration sur le réservoir ;
- 8) Mettre un carton entre le haut de la tête de la cellule et le corps de la membrane ;
- 9) Placer la cellule dans le garde-corps noir ;
- 10) Placer le tuyau de l'air comprimé avec la cellule afin d'assurer la pression d'opération ;
- 11) Régler le manomètre à une pression = 4 bar ;
- 12) Le perméat sort de la cellule par un tuyau fin ;
- 13) pour voir l'évolution de débit après 1 heure de filtration :
 - commencer à mesurer le volume du perméat à chaque temps précis « t (min) » ; d'où la détermination de débit Q_t et le débit relatif Q_t/Q_0 ;
 - Tracer les courbes d'évolution de débit et de débit relatif en fonction du temps à 4 bars ;
- 14) Afin de déterminer l'indice de colmatage « le MFI »:
 - commencer à mesurer le volume cumulé du perméat;
 - calculer le rapport (t_c/V_c) et tracer la courbe t/V en fonction du volume $[t_c/V_c = f(V_c)]$; la pente de cette courbe permet de calculer le MFI ;
- 15) Analyser l'échantillon du perméat à la fin de manipulation.

II.3.5. La résistance du gâteau :

Pour déterminer la résistance du gâteau ; on prend les étapes suivants :

1. Rincer la membrane utilisé dans l'étape de détermination de l'indice de colmatage avec de l'eau distillée;
2. Déterminer la perméabilité hydraulique de l'eau distillée avec la membrane colmatée ;

D'après la loi de DARCY :

$$R_m = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p \text{ et connaissant } L_p \text{ (à } 20^\circ\text{C) on peut calculer } R_m \text{ (en } m^{-1}\text{)}$$

$$R_T = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p \text{ et connaissant } L_p \text{ (à } 20^\circ\text{C) on peut calculer } R_T \text{ (en } m^{-1}\text{)}$$

$$\text{On a : } R_T = R_m + R_g \text{ or } R_g = R_T - R_m$$

II.4.Méthodes d'analyse physico-chimique :

L'étude expérimentale et les analyses ont été effectuées à l'aide d'équipements, d'un turbidimètre 2100N ; d'un pH-mètre PHM220 ; d'un conductimètre et d'un thermomètre.

II.4.1.La turbidité :

La turbidité est un paramètre important pour analyser, en laboratoire, la qualité de l'eau traité. L'OMS recommande qu'avant tout traitement, la turbidité moyenne de l'eau soit de 1 NTU pouvant occasionnellement dépasser cette valeur sans jamais atteindre 5 NTU(unité de turbidité néphélométrique).

La turbidité a été mesurée par une méthode naphthéométrique utilisant le turbidimètre modèle 2100, comme décrit dans Turbidimeter Instruction Manual Laboratory (HACH, 2000). Le turbidimètre permet de mesurer la quantité de lumière diffusée à angle droit par un faisceau lumineux traversant l'échantillon. Les résultats sont directement exprimés en NTU par affichage à cristaux liquides.

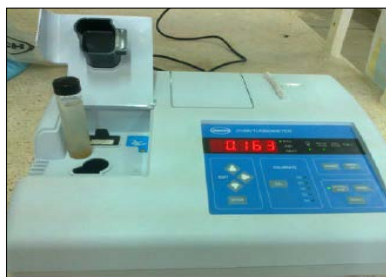


Figure II 12: Une Turbidimètre

II.4.2.Le pH :

Le pH est mesuré pour la concentration dans des ions H^+ d'eau. Il traduit l'équilibre entre l'acide et les bases sur une échelle de 0 à 14 (7 étant le pH de la neutralité). Ce paramètre caractérise un grand nombre de bilans physico-chimiques et dépend de multiples facteurs, où il appartient à l'origine de l'eau.

Nous avons mesuré le potentiel de pH des hydrogènes par les mesures du pH-mètre (PHM220). Cet appareil de mesure est constitué d'une électrode de pH que nous plongeons dans la solution et où nous souhaitons connaître l'acidité, puis les messages de pH sur l'écran. L'électrode doit être bien rincée avec de l'eau du robinet, puis dans l'eau distillée, après l'eau analysée avant chaque mesure, et l'appareil doit être étalonné régulièrement pour que ces mesures soient correctes.



Figure II 13: Un pH-mètre

II.4.3.La Conductivité :

Les mesures de la conductivité des solutions sont réalisées avec un conductimètre.

L'analyse s'effectue sur un prélèvement d'eau dont le volume doit être suffisant pour plonger la sonde de conductimètre. Le passage du courant électrique est en fonction directe de la concentration ionique de la solution, sa détermination donne la quantité des sels dissous.



Figure II 14: Un Conductimètre

II.4.4.Le thermomètre :

La température doit être mesurée in situ. Les appareils de mesure de la conductivité ou, de pH possèdent généralement un thermomètre intégré, ou lire l'indication sur l'échelle lorsque la colonne de mercure devient constante.

Chapitre III :

Résultats et discussions

III.1.Introduction :

Nos résultats de thèse sont présentés en deux parties :

- La première partie est sur le prétraitement des eaux faiblement saumâtres turbides avec trois procédés différents :
 - un prétraitement conventionnel seul (coagulation-floculation-décantation);
 - un prétraitement membranaire seul (ultrafiltration);
 - la coagulation-floculation et décantation couplé par l'ultrafiltration.
- La deuxième partie est une étude supplémentaire sur Influence des prétraitements faites dans la première partie sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire.

III.2.La première partie : Le prétraitement des eaux faiblement saumâtres turbides :

Les caractéristiques des eaux à traiter sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau III 1: Caractéristiques de l'eau synthétique

<i>Les caractéristiques</i>	<i>Solution N° 1</i>	<i>Solution N°2</i>	<i>Solution N°3</i>
La Turbidité (NTU)	53.5	10,3	5.1
TDS (mg/l)	3000	3000	3000
pH	7.4	7,28	7,10
La Conductivité électrique (µs/cm)	5760	5720	5685
La température (°C)	21-22	21-22	21-22

III.2.1.Etude expérimentale de la coagulation-floculation et décantation :

L'étude expérimentale de la coagulation-floculation a pour but de déterminer les conditions optimales nécessaires pour une réduction maximale de la turbidité de l'eau à traiter.

A. L'optimisation de la température :

Les figures III 1, III 2, III 3, III 4, III 5, III 6, III 7, III 8 et III 9 montrent les résultats obtenus pour les mesures de turbidité à différentes températures (10°C, 15°C, 20°C, 25°C, 30°C et 35°C), selon la concentration du coagulant. Nous avons essayé de déterminer l'influence de la température sur la floculation de la coagulation.

D'après notre résultats trouvée, on peut voir que la meilleure élimination de la turbidité est pour des concentrations qui représentant les doses optimales pour toutes les mesures. En particulier pour une température de 20°C, les valeurs de turbidité sont minimales, ce qui indique qu'une température basse désavantage la coagulation.

La température de l'eau est un paramètre important de la qualité de l'eau pour la sélection du coagulant et du dosage. La température affecte la turbidité et le nombre de particules pendant la coagulation (Braul et al., 2001).

➤ **La solution N°1 :**

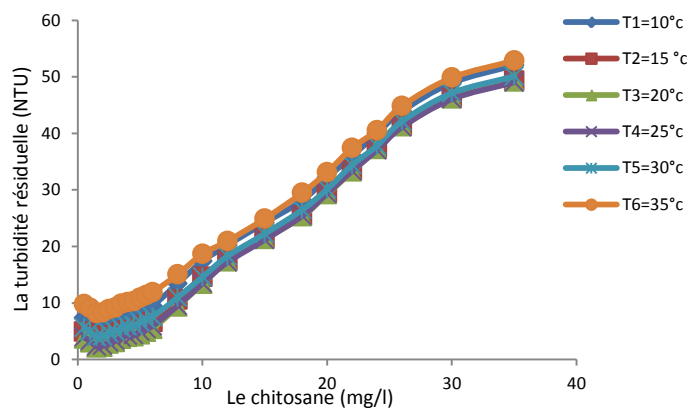


Figure III 1: l'optimisation de la température (coagulation par le chitosane)

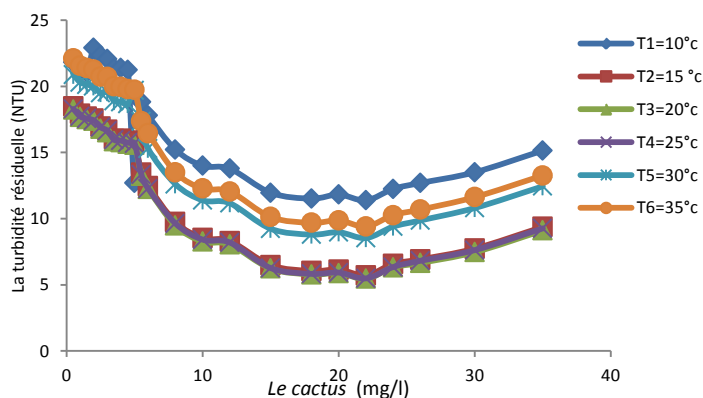


Figure III 2 : L'optimisation de la température (coagulation par le cactus)

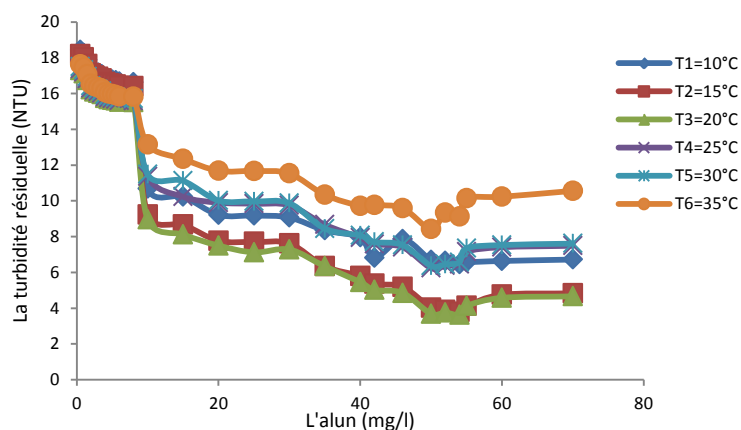


Figure III 3 :L'optimisation de la température (coagulation par l'alun)

➤ **La solution N°2:**

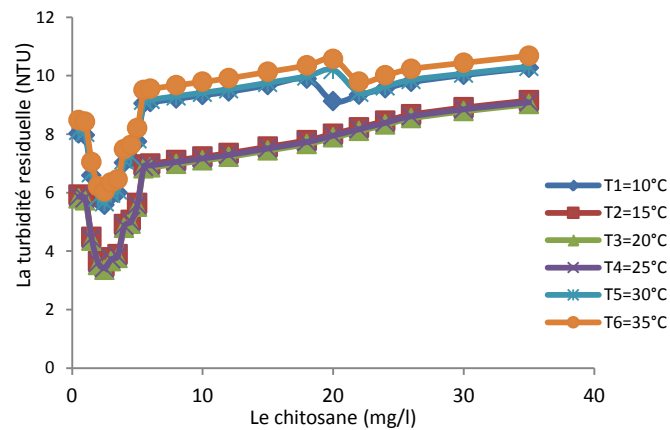


Figure III 4 : l'optimisation de la température (coagulation par le chitosane)

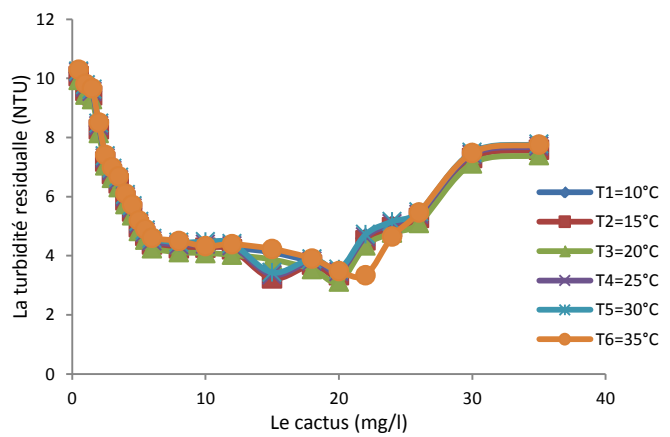


Figure III 5 : L'optimisation de la température (coagulation par le cactus)

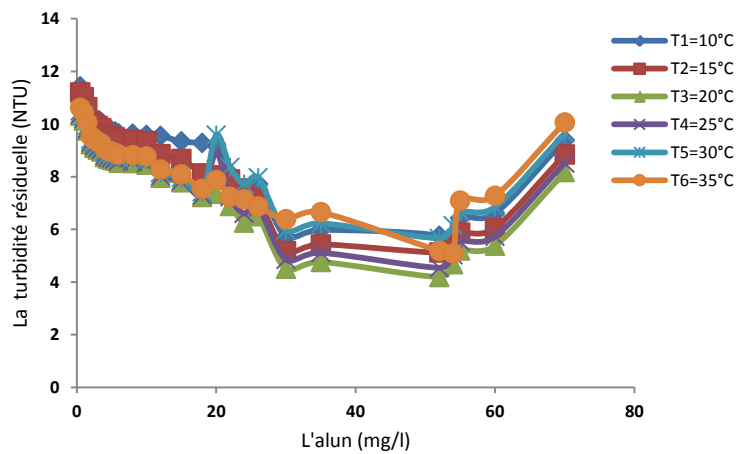


Figure III 6 :l'optimisation de la température (coagulation par le cactus)

➤ **La solution N°3 :**

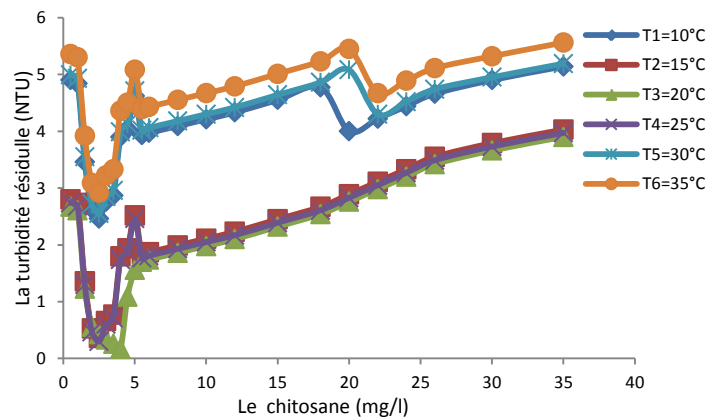


Figure III 7 : L'optimisation de la température (coagulation par le chitosane)

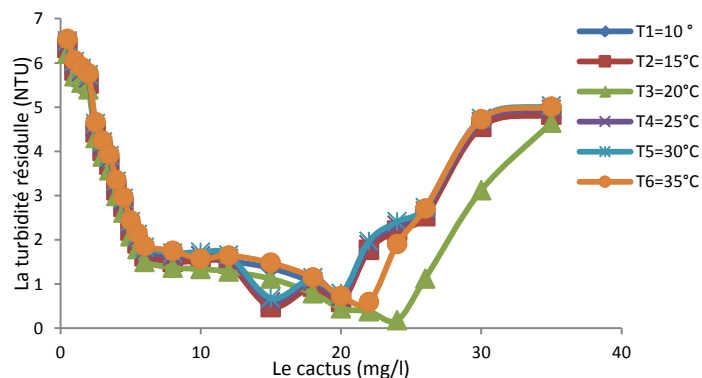


Figure III 8 : L'optimisation de la température (coagulation par le cactus)

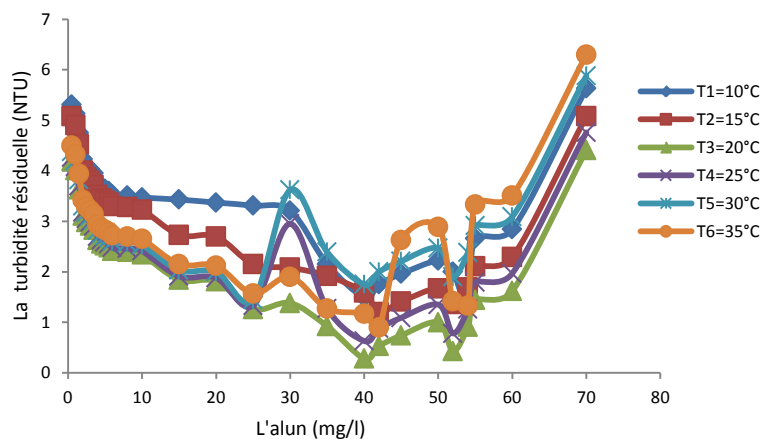


Figure III 9 : L'optimisation de la température (coagulation par l'alun)

B. L'optimisation de la dose du coagulant :

Les essais de coagulation-floculation ont été effectués sur la solution synthétique déjà préparée (avec un pH non ajusté: T=20°C). La première étape consistait à tester l'efficacité des coagulants dans l'élimination de la turbidité. Le dosage de la coagulation est l'un des facteurs les plus importants qui doivent être pris en compte pour déterminer les conditions optimales de performance des coagulants dans la coagulation

et la floculation. La mauvaise performance de la floculation peut être provoquée soit par la dose de coagulant insuffisante, soit par un surdosage. Pour cette raison, il est important de déterminer le dosage optimal pour réduire le coût des produits chimiques et la formation de boues. Lorsque la floculation par balayage domine le mécanisme de coagulation, presque toutes les particules capturent la charge positive, tandis que seulement une petite partie des particules piègent quelques charges positives et restent chargées négativement. Ces deux espèces de particules peuvent coaguler suffisamment les unes avec les autres (Mirzaiy et al., 2012).

Les résultats de cette étape d'étude nous ont incités à passer à la deuxième étape, avec une dose de coagulant optimisée allant de 10 à 35 mg/l pour le cactus ; de 0,5 à 10 mg/l pour le chitosane et de 10 à 70 mg/l pour l'alun.

D'après la figure III 10, on peut voir que le taux d'élimination de la turbidité le plus élevé a été observé dans les quantités de chitosane de 1,5 mg/l, 2,5 mg/l et 4 mg/l dont la turbidité résiduelle atteint 1,94 NTU, 3,35 NTU et 0,17 NTU pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU respectivement.

Un très bon pourcentage d'élimination de la turbidité a été observé avec de faibles doses de chitosane. Cette dose optimale de chitosane est supérieure à celle rapportée par Frederick W. P pour l'élimination de la turbidité (Frederick Pontius , 2016) et Yoosofi et al ont rapporté que les doses optimales de chitosane pour éliminer les turbidités 1000, 500, 50 et 10 NTU étaient 10, 6.5, 1.5 et 1 mg/l, respectivement (Yoosofi ,2013).

À la dose optimale, les charges à la surface sont toutes neutralisées. En effet, de grandes quantités de particules de bentonite à la surface deviennent chargées positivement en raison de leur couverture par le chitosane, ce qui entraîne une déstabilisation (répulsion) de la suspension (Patel et Vashi, 2013). Le chitosane n'a pas modifié le pH dans le processus de traitement de l'eau (Letterman et al., 1999). Il a également été constaté que le chitosane n'affecte pas l'alcalinité. La teneur élevée en groupes amine du chitosane fournit des charges cationiques à pH acide et peut déstabiliser la suspension colloïdale pour favoriser la croissance de grands floes à sédimentation rapide qui peuvent ensuite flocculer (Cárdenas et al.,1997). Parce que le chitosane est un polymère à longue chaîne avec des charges positives au pH naturel de l'eau, il peut efficacement coaguler les particules naturelles et colloïdales, chargées négativement, par adsorption, neutralisation de charge, pontage entre particules et floculation hydrophobe (Bina et al., 2009). Les groupes cationiques du chitosane neutralisent la surface chargée

négativement des particules de bentonite, ce qui entraîne le pontage d'un polymère de chitosane avec plusieurs particules de solides. Ce pontage permet de rapprocher les particules de la suspension, ce qui conduit à sa déstabilisation. Les résultats ont indiqué une bonne performance du chitosane en tant que coagulant pour l'élimination de la turbidité de l'eau. De même, Ahmad et al. ont rapporté que la quantité initiale de chitosane a un effet significatif sur le taux d'élimination de la turbidité dans lequel, en augmentant le chitosane de 0,3 à 10 g/l, la turbidité de la solution traitée augmente de 10 à 12 NTU (Ahmad et al., 2006). En outre, Orooji et al ont montré que le chitosane en tant que coagulant aide à l'amélioration d'un coagulant de chlorure de polyaluminium dans l'élimination de la turbidité de l'eau potable (Orooji et al., 2015).

D'après la figure III 11, on peut voir que le taux d'élimination de la turbidité le plus élevé a été observé dans la quantité initiale de cactus de 22 mg/l, 20 mg/l et 24 mg/l dont la turbidité résiduelle atteint 5,37 NTU ; 3,12 NTU et 0,18 NTU pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU respectivement.

Il a également été noté que de grands floccs étaient formés avec des impuretés dans l'échantillon, ce qui a facilité sa décantation. En conséquence, un surnageant clair a été produit. Ce résultat a ensuite été comparé aux résultats d'une étude menée par Zhang et al. qui a indiqué que la dose optimale de cactus *Opuntia* utilisée pour l'élimination de la turbidité de l'eau de mer (980 NTU) était de 60 mg/l (Zhang et al., 2006). La capacité de coagulation élevée du cactus est probablement attribuée à la présence de mucilage qui est un hydrate de carbone visqueux et complexe stocké dans des coussinets internes et externes de cactus qui ont une bonne capacité de rétention d'eau (Li et Kegley, 2005). Une réduction maximale de la turbidité égale à 89,96% a été obtenue; des résultats comparables sur la réduction de la turbidité maximale égale à 98% et 70%, ont été rapportés par Yang et al. (Yang et al., 2008), pour les eaux estuariennes et fluviales, respectivement. De même, Shilpa et al. (Shilpa et al., 2012) ont trouvé une efficacité maximale d'élimination de la turbidité de 89,03% pour l'eau de lac traitée avec Cactus. La poudre de cactus est un coagulant naturel efficace dans la réduction de la turbidité de l'eau qui est comparable au travail du chitosane (Ayekoe et al., 2016) et peut concurrencer l'alun dans le processus de traitement de l'eau.

D'après la figure III 12, on peut voir que le taux d'élimination de la turbidité le plus élevé a été observé dans la quantité initiale de l'alun de 54 mg/l, 46 mg/l et 40 mg/l dont la

turbidité résiduelle atteint 3,6 NTU, 4,5 NTU et 0,18 NTU pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU respectivement.

L'addition de l'alun a provoqué l'augmentation du rendement de la turbidité, le rendement atteint un maximum puis diminue. Ceci est dû au fait que les particules coagulantes déstabilisent les colloïdes chargés négativement présents dans l'eau de traitement, en neutralisant les charges qui génèrent des forces de répulsion entre les colloïdes (Lamrini et al., 2005 ; Smith et al., 2002).

L'ajout de coagulant produit la diminution de la turbidité jusqu'à la dose optimale, puis augmente légèrement au-delà de cette dose. D'ici, nous comprenons que les surdoses de coagulant entraînent la restabilisation des particules colloïdales et que la disponibilité de leurs sites diminue alors empêche la formation de ponts inter-particuliers (Cardot, 1999) après il s'agira d'eau chargée de coagulant avec une mauvaise clarification.

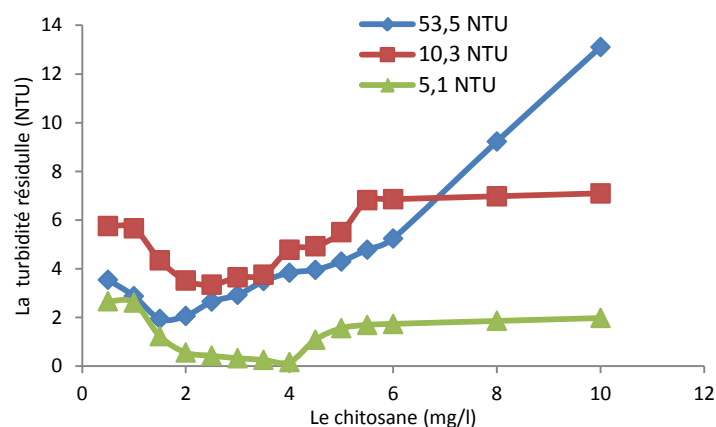


Figure III 10: l'optimisation de la dose du chitosane.

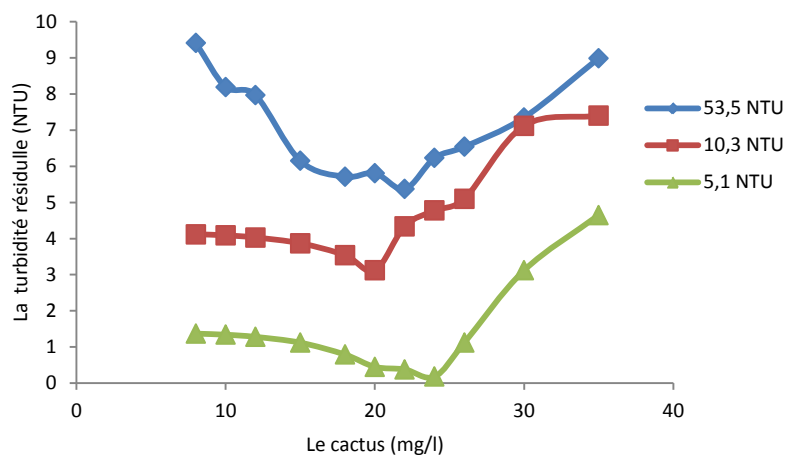


Figure III 11: l'optimisation de la dose du cactus.

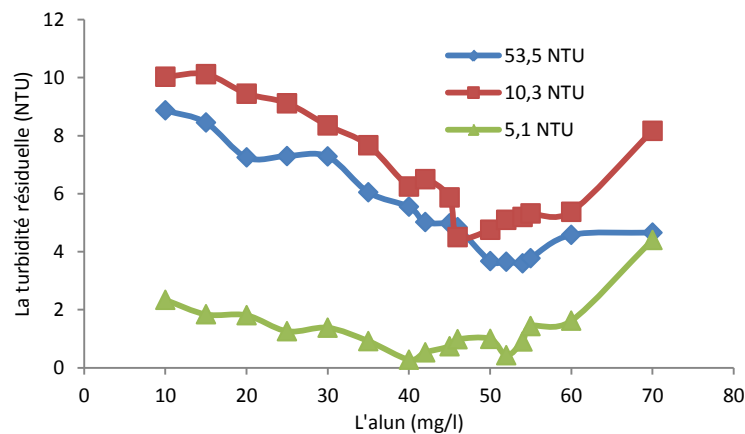


Figure III 12: L'optimisation de la dose d'alun.

C. L'optimisation de la vitesse de mélange :

En prenant en compte principalement les concentrations optimales de coagulants, comme précédemment déterminé, une étude a été menée pour optimiser la vitesse de mélange rapide, tandis que la vitesse lente de mélange a été réglée à 30 tr/min, pendant une durée de 20 minutes.

Nos résultats finaux montrent. Dans le procédé de coagulation, un mélange rapide est utilisé pour étaler le coagulant dans toute l'eau turbide. Dans le processus de floculation, le mélange lent est une opération essentielle pour obtenir les meilleures performances. Un temps approprié doit être prévu pour permettre la production de particules suffisamment grosses pour pouvoir être éliminées efficacement au cours du processus de sédimentation (Wang et al., 2005).

On peut noter, d'après les figures III 13, III 14 et III 15, que le temps de mélange optimal pour la coagulation, avec le chitosane ; le cactus et l'alun, est de 200 tr/min, pendant 2 minutes pour les solutions de turbidités initiales de 53,5 NTU et 10,3 NTU.

D'après les figures III 13, III 14 et III 15 ; le temps de mélange optimal pour la coagulation, avec le cactus et l'alun, est de 200 tr/min, pendant 2 min et pour le chitosane est de 150 tr/min, pendant 2 min pour une solution d'une turbidité initiale de 5,1 NTU.

A cette vitesse, une quantité optimale d'énergie est dissipée pour assurer une coagulation efficace à travers la distribution instantanée et uniforme du coagulant. Il peut sembler approprié d'utiliser des valeurs à haute vitesse pour maximiser l'efficacité de l'utilisation du chitosane et du cactus; Cependant, il y a une limite supérieure. Une fois que les valeurs de vitesse dépassent cette limite, la formation des floccs est retardée et leur taille diminue. On peut s'attendre à ce qu'une dissipation d'énergie plus élevée

augmente le nombre de collisions de particules et, par conséquent, la vitesse de rupture des floccs augmente (Selomulya et al., 2001).

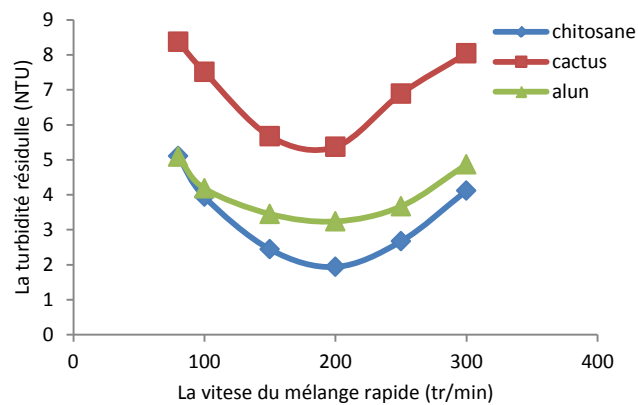


Figure III 13 : l'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°1 (53,5 NTU)) (le mélange lent à 30 t/min, pour 20 min) à 20 °C.

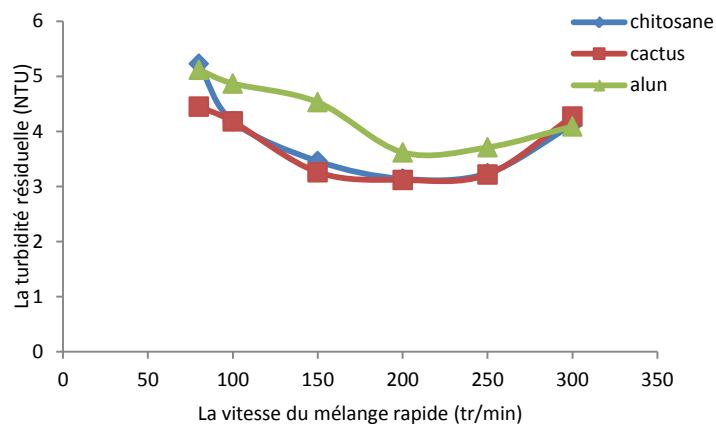


Figure III 14 : l'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°2 510,3 NTU)) (Le mélange lent à 30 t/mn, pour 20 min) à 20 °C

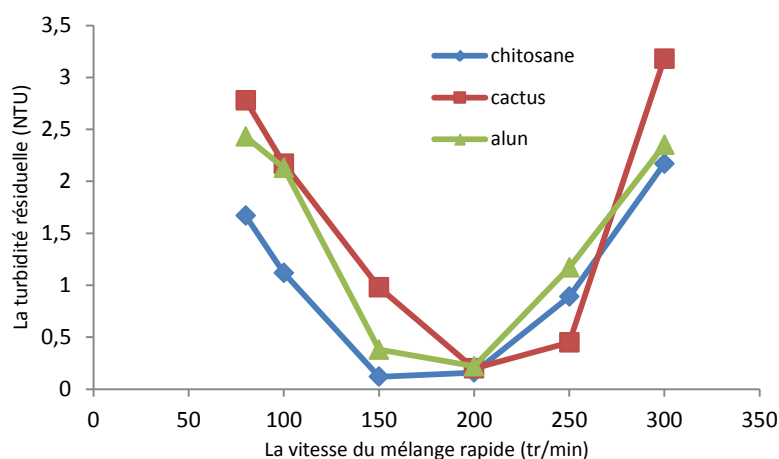


Figure III 15 : l'optimisation de la vitesse de mélange (la solution N°3(5,1 NTU)) (le mélange lent à 30 t/mn, pour 20 min) à 20 °C.

D. L'optimisation du temps de mélange rapide:

Sur la base des résultats des concentrations optimales de coagulant et de la vitesse de mélange rapide obtenu auparavant, une étude a été réalisée pour déterminer le temps optimal de l'étape de coagulation / le mélange rapide.

La figure III 16 montre que la turbidité résiduelle la plus faible a été obtenue quand un temps de mélange rapide égal à 1 minute a été appliqué pour le chitosane ; 2 minutes pour le cactus et 1 min pour l'alun.

La figure III 17 montre que la turbidité résiduelle la plus faible a été obtenue quand un temps de mélange rapide égal à 1 minute a été appliqué pour le chitosane ; 1,5 minute pour le cactus et 1 minute pour l'alun.

La figure III 18 montre que la turbidité résiduelle la plus faible a été obtenue quand un temps de mélange rapide égal à 1,5 minute a été appliqué pour le chitosane ; 1 minute pour le cactus et 1 minute pour l'alun.

Le temps de mélange a un grand impact sur la formation de flocons pendant la phase de mélange lent. En général, un mélange rapide pendant une période plus courte que l'optimum donne une turbidité résiduelle plus élevée et des flocs plus grands (Yukselen et Gregory, 2004). En tant que tel, chaque application a un temps de mélange rapide optimal qui dépend de la vitesse de mélange rapide et de la concentration de coagulant.

L'effet négatif d'un temps de mélange rapide prolongé peut être observé sur les figures III 16, III 17 et III 18, car une turbidité résiduelle plus élevée a été obtenue pour des temps de mélange rapides plus longs. Selon Bratby, de longues périodes de mélange rapide peuvent donner lieu à des effets délétères dans le processus de coagulation-floculation (Bratby, 2006). Yu et al. a rapporté qu'une vitesse de mélange rapide de 10 secondes à 200 tr/min (vitesse de mélange lente de 10 minutes à 50 tr/min) n'était pas suffisante pour une adsorption complète lorsqu'elle est appliquée à 50 mg/l de suspension d'argile kaolin traitée à l'alun coagulant (Yu et al., 2011).

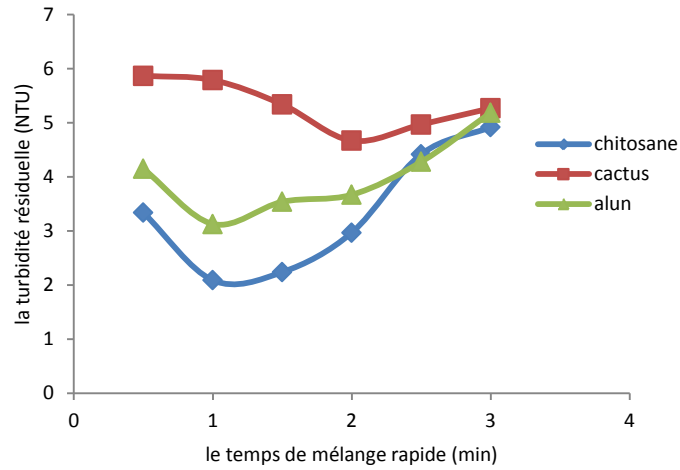


Figure III 16 : l'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°1(53,5 NTU))

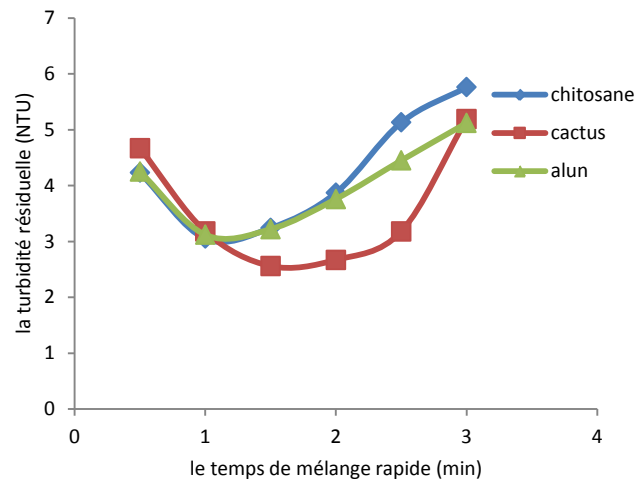


Figure III 17 : l'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°2(10,3 NTU))

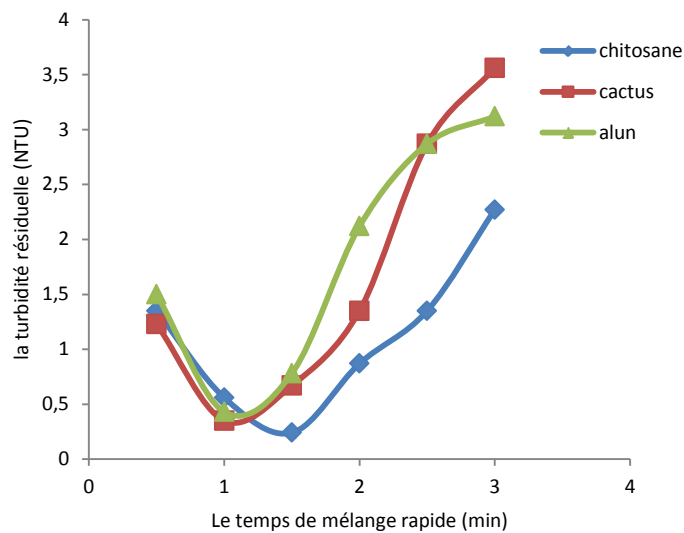


Figure III 18: l'optimisation du temps de mélange rapide (la solution N°2(5,1 NTU))

E. L'optimisation du pH dans la coagulation-floculation:

Puisque le pH de la solution aqueuse joue un rôle clé dans les processus de coagulation-floculation et son influence sur la formation de différentes espèces d'hydroxyde métallique (Zhao et al., 2013 ; Yang et al., 2010) , l'effet du pH initial de la suspension sur l'efficacité d'élimination de la turbidité a été étudié. Une gamme de (4 à 9) dans le processus de coagulation avec le chitosane (1,5 mg/l), le cactus (22 mg/l). Le pH a été ajusté, dans la plage, pendant la phase rapide d'agitation, en utilisant les solutions de HCl et de NaOH (2N). Les figures III 19, III 20 et III 21 montrent l'évolution des rendements d'élimination de la bentonite en fonction du pH initial de la solution.

Les résultats des figures III 19, III 20 et III 21 indiquent qu'en coagulation avec cactus, lorsque les quantités de pH s'élèvent de 4 à 7 :

- l'efficacité d'élimination de la turbidité passe de 87,19% à un maximum de 93,34% et l'efficacité d'élimination diminue à 88,35%, comme le pH 9 pour la solution N°1 (la turbidité =53,5 NTU) ;
- l'efficacité d'élimination de la turbidité passe de 50 % à un maximum de 79,32 % et l'efficacité d'élimination diminue à 40,09 %, comme le pH 9. pour la solution N°2 (la turbidité =10,3 NTU) ;
- l'efficacité d'élimination de la turbidité passe de 57,25 % à un maximum de 91,18 % et l'efficacité d'élimination diminue à 51,76 %, comme le pH 9. pour la solution N°3 (la turbidité =5,1 NTU).

Par conséquent, grâce à l'utilisation de cactus comme coagulant, nos résultats confirment que le pH optimal est de 7. Ces résultats indiquent que l'efficacité d'élimination de la turbidité du cactus ne dépend pas strictement du pH de l'eau. Il a été observé qu'il n'y a pas de changement significatif du pH pendant le processus de coagulation. Un changement insignifiant du pH final a été rapporté pour *Opuntia ficus-Indica* (Miller et al., 2008).

Comme le montre dans les figures III 19, III 20 et III 21, la coagulation avec le chitosane, le taux d'élimination de la turbidité le plus élevé a été observé dans le pH de la solution de 7 et la vitesse d'élimination diminuait avec les augmentations et les diminutions au-delà des pH 9 et 4 respectivement. La réactivité du chitosane pour la coagulation et la floculation des particules en suspension résulte de plusieurs mécanismes: attraction électrostatique, biosorption (corrélation avec la protonation du groupe amine du chitosane et capacité de chélation due à la forte teneur en groupes hydroxyles) et corrélation (corrélation poids

moléculaire du chitosane). La contribution de chaque mécanisme dépend du pH de la suspension (Ghorban et al., 2013).

Les résultats obtenus confirment que le mécanisme impliqué dans le processus de coagulation-floculation du système bentonite-chitosane est principalement dû à l'adsorption, avec formation de liaisons entre les groupements aminés (NH_2) du chitosane et les cations métalliques inter-foliacés de la bentonite (Pusino et al., 1989) (Crini et al., 2009). Ceci est dû au fait qu'à $\text{pH} = 7$, le groupe (NH_3) est transformé par déprotonation en groupe amino (NH_2); le pK_a du chitosane est égal à 6,14.

Ainsi, ce phénomène peut être attribué à l'augmentation du nombre de groupes aminés protonés sur la chitine à pH plus faible (Zhao et al., 2013). Les résultats des études récentes ont montré que le chitosane, en tant que coagulant primaire, présente de meilleures performances en solution acide et doit être ajusté aux valeurs de pH des solutions (Huang et al., 2000) (Ahmad et al., 2006).

Des résultats similaires ont été obtenus lorsque le chitosane était utilisé comme coagulant par Jill et al. (Jill et al., 1999); dans leurs expériences, ils ont déclaré que la déstabilisation des particules était augmentée par l'augmentation de la quantité de groupes chargés, suivie par la neutralisation de la charge, ce qui entraînait une diminution de la dose optimale. L'élimination de la turbidité a été observée à un pH plus bas. Le diamètre du floc résultant était plus petit et la vitesse de sédimentation était plus lente. Cela peut s'expliquer par la variation de la configuration du chitosane. Dans les solutions neutres, en raison de la structure plus enroulée, le polymère de chitosane est capable de produire des floccs plus gros et plus denses. Dans les solutions acides, il devient une chaîne plus étendue (plus chargée), et, par conséquent, produit des floccs plus petits et plus lâches. De plus, l'effet du pH sur l'efficacité de la coagulation du chitosane est insignifiant. L'évidence infère que la neutralisation de charge n'est pas un mécanisme important contrôlant la formation de floccs pour la coagulation de chitosane (Huang et Chen, 1996).

L'efficacité de l'alun, couramment utilisé comme coagulant, est sévèrement affecté par un pH bas ou élevé. Dans conditions optimales, les floccs blancs étaient grands et rigide, et bien installés en moins de 20 min. La réduction de la turbidité et d'autres paramètres ont été observés être bon à pH 7. Les résultats étaient en corrélation avec les études réalisées par Bina et al. (Bina et al., 2009).

À partir de nos résultats, nous pouvons observer que l'optimum l'élimination de la turbidité correspond à un pH compris entre 6,80 et 8. Les résultats confirment les données

bibliographiques sur le retrait de composés colloïdaux pour le pH allant généralement entre 6 et 8 selon la nature coagulante (Canizares et al., 2009 ; Carrier et al, 2007) . La spécification de l'aluminium dépend du pH, concentration en aluminium, conditions d'agitation, et surtout anions présents inorganiques ou organiques. Celles-ci les anions sont en effet considérés comme des ligands complexants l'aluminium. Au cours de la chélation des métaux, le plus anions requis sont d'abord OH-ions qui déterminent le pH et certains groupes organiques tels que carboxyle, groupes carbonyle ou amines (Abdessemed et Nezzal , 2003 ; Rezeg et Achour, 2005).

Dans notre étude, l'élimination de la turbidité est plus grande à pH 7,20 pour l'eau saumâtre a une turbidité initial de 5,1 NTU et un pH =7,6 pour Les saumâtres ont une turbidité initial de 53,5 NTU et 10,3 NTU.

Donc, pour cette gamme de pH (7.2-7.6), les formes solubles d'aluminium sont disponibles, de l'autre côté à pH > 7,6 et pH <7,2 nous avons une faible interaction entre hydrolysé formes d'aluminium et matières en suspension.

Enfin, nous notons que le pH peut lui-même être influencé par la température moyenne, qui a un impact sur la solubilité des formes d'aluminium et la dissociation de substances organiques (Hanson et Cleasby, 1990). L'influence du pH était pas systématiquement étudié car plusieurs études montrer que la gamme de pH favorable à la coagulation avec du sulfate d'aluminium se situe entre 5,5 et 6,5 ou même entre 5.0 et 7.0 (Bawa et al., 2008 ; Zhong et al., 2010).

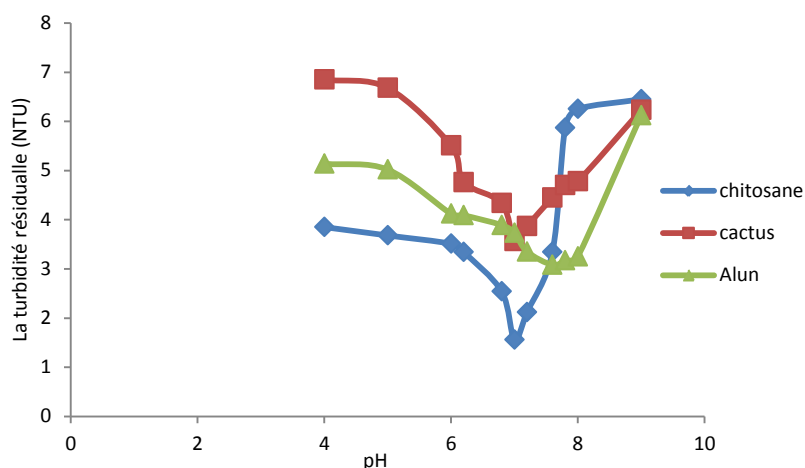


Figure III 19 : l'optimisation du pH (solution N°1 (53,5 NTU))

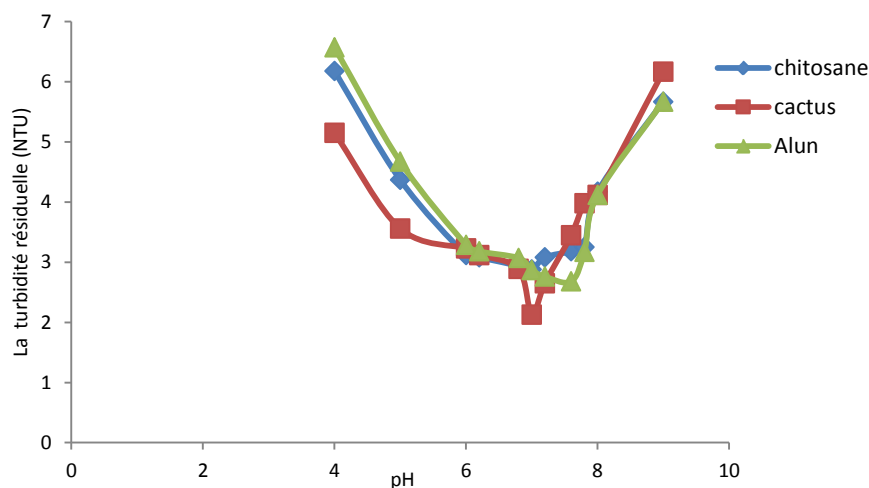


Figure III 20 : l'optimisation du pH (solution N°2 (10,3 NTU))

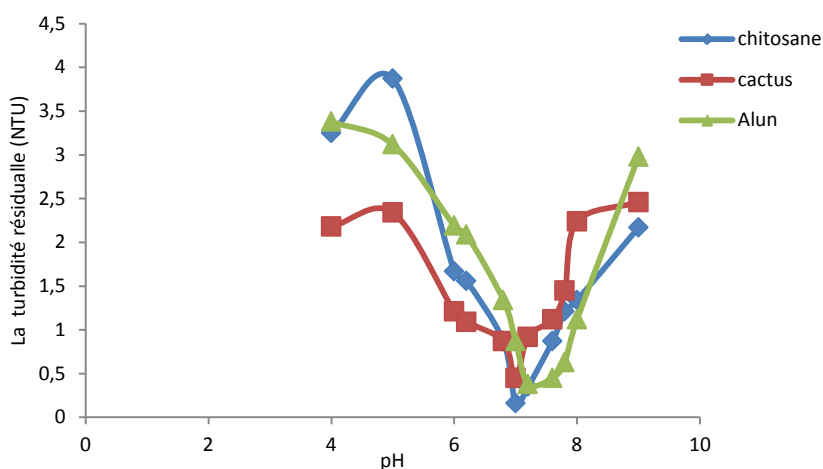


Figure III 21: l'optimisation du pH (solution N°3 (5,1 NTU))

F. L'optimisation de la dose du flocculant:

En tenant compte essentiellement les paramètres optimaux déterminés (la température, la dose des coagulants, la vitesse et le temps du mélange rapide et le pH) ; une série d'essais est effectuée pour approcher la concentration optimale de flocculant. Les figures III 22, III 23 et III 24 montrent les résultats finaux.

A partir de ces figures, nous voyons que lorsque nous avons ajouté le flocculant, l'élimination de la turbidité est plus efficace et à la dose optimale :

- Pour une coagulation avec le chitosane ; le rendement atteint 97,90% ; 90 % et 97,64 % respectivement pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU ; 10,3 NTU et 5,1 NTU.
- Pour une coagulation avec le cactus ; le rendement atteint 97,49 % ; 89,12 % et 93,33% respectivement pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU ; 10,3 NTU et 5,1 NTU.

- Pour une coagulation avec l'alun ; le rendement atteint 96,71% ; 83,98 % et 94,90% respectivement pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU.

L'addition de flocculant provoque les particules d'agglomération colloïdales. Par la suite, cette grappe colloïdale appelée floc a une masse suffisante pour se déposer. En effet, les micro-flocs formés par agglomération de particules précédemment évacuées par l'effet du coagulant minéral ajouté sont en outre supportés par les macromolécules de flocculant ajouté.

En effet, les micro-flocs formés par les particules agrégées rejetées par l'effet de coagulant minéral ajouté sont plus renforcés par les macromolécules de flocculant ajouté (Maulding et Harris, 1968 ; Bayramoglu et Eyvaz, 2007).

Diverses études ont montré que les polymères cationiques sont efficaces pour l'élimination des matières en suspension. Narkis et Rebhun ont découvert que le flocculant cationique réagit d'abord et préférentiellement avec la matière organique dissoute. De plus, les caractéristiques de poids moléculaire et de densité de charge) du polymère cationique utilisé sont importantes (Narkis et Rebhun, 1997).

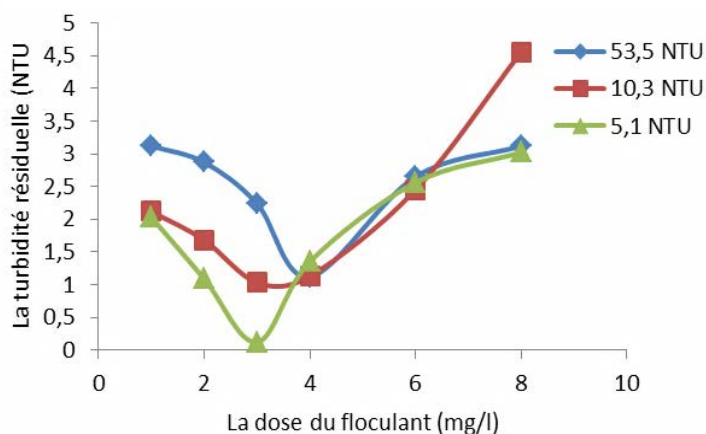


Figure III 22: l'optimisation du flocculant (la coagulation par le chitosane)

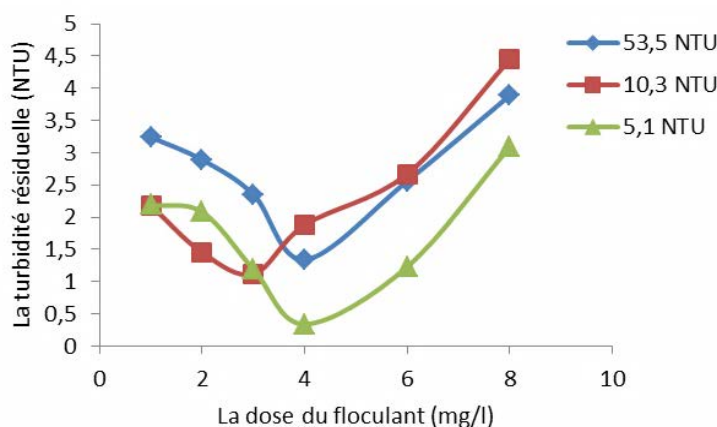


Figure III 23 : l'optimisation du flocculant (la coagulation par le cactus)

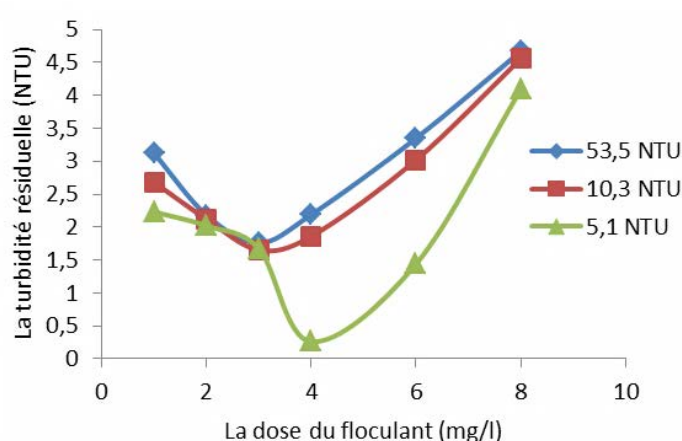


Figure III 24: l'optimisation du floculant (la coagulation par l'alun)

G. L'influence de la turbidité:

Cependant, à partir de nos résultats trouvés et d'après la figure III 25, nous constatons que plus la matière en suspension de l'eau saumâtre augmente, plus l'effet de coagulation sur la turbidité est important,

Pour les trois coagulants utilisés ; Les rendements d'élimination de la turbidité pour une eau saumâtre à une turbidité initiale de 53,5 NTU sont supérieures à celle de l'eau saumâtre à une turbidité initiale de 5,1 NTU

Nous pouvons donc conclure que le processus de coagulation est plus difficile à de faibles concentrations de colloïdes car le taux de contact inter-particulaire est probablement plus bas.

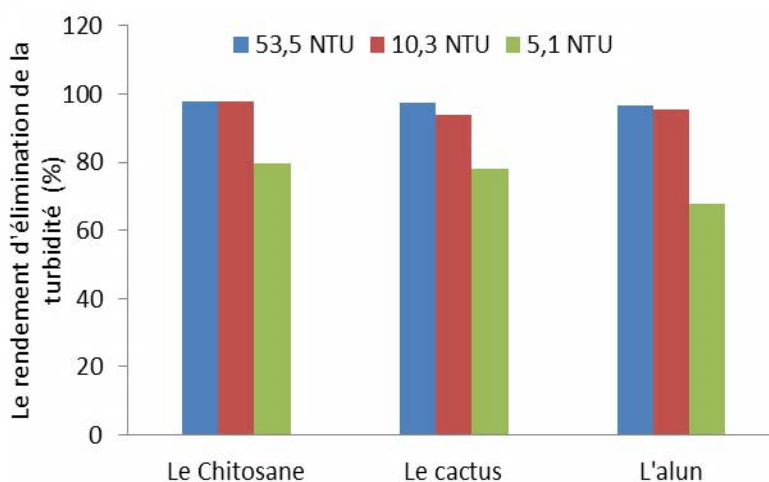


Figure III 25 : Effet de la turbidité de l'eau saumâtre sur la coagulation-floculation.

H. La comparaison de l'efficacité des coagulants :

Le tableau III 2 présente les résultats comparatifs de trois coagulants, à savoir le chitosane, le cactus et l'alun, dans la réduction de la turbidité, avec leur dosage optimal à un pH optimal.

Nos résultats montrent clairement que, sur les trois coagulants, le chitosane est plus efficace pour réduire la turbidité ; le rendement d'élimination est 97,08% ; 97,86 % et 79,80 % respectivement pour des solutions à une turbidité initiale de 53,5 NTU, 10,3 NTU et 5,1 NTU.

Tableau III 2: Comparaison de l'efficacité des coagulants :

La turbidité initial = 53.5 NTU			
La dose optimale du coagulant (mg/l)	Le Chitosane	Le Cactus	L'alun
La dose optimale du coagulant (mg/l)	1.5	22	54
La dose optimale du floculant (mg/l)	4	4	3
Le pH optimal	7	7	7,6
La vitesse et le temps lent	30 tr /20 min	30 tr /20 min	30 tr / 20 min
La vitesse et le temps rapide	200 rpm for 1 min	200 rpm for 2 min	200 rpm for 1 min
La turbidité résiduelle (NTU)	1,12	1,34	1,76
Le rendement d'élimination de la turbidité (%)	97,90	97,49	96,71
La turbidité initial = 10,3 NTU			
La dose optimale du coagulant (mg/l)	Le Chitosane	Le Cactus	L'alun
La dose optimale du coagulant (mg/l)	2.5	20	46
La dose optimale du floculant (mg/l)	3	3	4
Le pH optimal	7	7	7,6
La vitesse et le temps lent	30 rpm, for 20 min	30 rpm, for 20 min	30 rpm, for 20 min
La vitesse et le temps rapide	200 rpm for 1 min	200 rpm for 1,5 min	200 rpm for 1 min
La turbidité résiduelle (NTU)	1,03	1,12	1,65
Le rendement d'élimination de la turbidité (%)	97,86	93,69	95,63
La turbidité initial = 5,1 NTU			
La dose optimale du coagulant (mg/l)	Le Chitosane	Le Cactus	L'alun
La dose optimale du coagulant (mg/l)	4	24	40
La dose optimale du floculant (mg/l)	3	4	4
Le pH optimal	7	7	7,2
La vitesse et le temps lent	30 rpm, for 20 min	30 rpm, for 20 min	30 rpm, for 20 min
La vitesse et le temps rapide	150 rpm for 1.5 min	200 rpm for 1 min	200 rpm for 1 min
La turbidité résiduelle (NTU)	0,22	0,65	0,45
Le rendement d'élimination de la turbidité (%)	79,80	78,04	67,65

III.2.2.Conclusion :

Dans cette partie de notre étude, des expériences de jar-test ont été fait pour évaluer l'efficacité de la coagulation du chitosane, cactus et l'alun pour éliminer la turbidité de l'eau saumâtre avec différentes turbidité initiale (la solution N°1 :53,5 NTU ; la solution N°2 :10,3 NTU et la solution N°3 : 5,1 NTU).

La dose de coagulant optimale pour la solution N°1 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 1,5 ; 22 et 54 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour le chitosane et le cactus et 7,6 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (97,90%) par rapport au cactus (97,49%) et l'alun (96,71%).

La dose de coagulant optimale pour la solution N°2 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 2,5 ; 20 et 46 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour le chitosane et le cactus et 7,6 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (97,86 %) par rapport au cactus (93,69 %) et l'alun (95,63%).

La dose de coagulant optimale pour la solution N°3 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 4 ; 24 et 40 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour le chitosane et le cactus et 7,2 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (79,80%) par rapport au cactus (78,04 %) et l'alun (67,65%).

Notre résultat confirme l'efficacité de l'alun dans le traitement des eaux en particulier les eaux saumâtres ; mais l'inconvénient majeur de la coagulation par le sulfate d'aluminium est leur effet sur la santé. Les effets néfastes de l'aluminium sont beaucoup plus chroniques (à long terme) qu'aigus (à court terme) ; plusieurs auteurs ont été montré que l'aluminium est un composé neurotoxique lorsqu'il pénètre dans la circulation sanguine, se fixe dans le cerveau, accélère le vieillissement du cerveau et analogies avec la maladie d'Alzheimer (Martyn et.al., 1989 ; Yin, 2010 ; Jadhav and Mahajan, 2011) .

Notre résultat confirme aussi que les poudres de cactus et de chitosane sont très efficaces pour éliminer la turbidité de l'eau saumâtre. Les coagulants naturels ont un avenir prometteur; ils sont étudiés par de nombreux chercheurs car ils sont abondants dans la nature, bon marché, respectueux de l'environnement, multifonctions, et sont biodégradables dans la purification de l'eau.

III.2.3. Le prétraitement par l'ultrafiltration seul :

Dans cette étape on a bien traitée l'eau reconstituée au niveau de laboratoire pour but de déterminer :

- La perméabilité hydraulique des membranes;
- La résistance du gâteau ;
- L'indice de colmatage MFI (Modèle de type « gâteau »).

Rappelons que deux membranes ont été principalement testées, soit une membrane d'ultrafiltration HC030 en cellulose régénérée (CR) et UH050 en polyéthersulfone hydrophile (PeSH)), que une mode de mise en œuvre ont été testés en UF, à savoir l'écoulement frontal.

Les expériences d'ultrafiltration ont été réalisées avec une solution reconstituée N°1.

Tableau III 3: Caractéristiques de l'eau synthétique

<i>caractéristique</i>	<i>Solution N°1</i>
La Turbidité (NTU)	53.5
TDS (mg/l)	3000
pH	7.4
La Conductivité électrique ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	5760
La température ($^{\circ}\text{C}$)	21-22

A. La perméabilité hydraulique :

La perméabilité des membranes étudiées avec de l'eau distillée (L_p) a été mesurée sous différentes pressions de fonctionnement. Les valeurs de flux initial d'eau obtenues des membranes examinées et leur dépendance aux variations de pression sont présentées aux figures III 26 et III 27. L'évolution linéaire des flux avec la pression transmembranaire montre que la loi de Darcy est valide. Ce comportement linéaire est décrit par une pente qui correspond à une perméabilité à l'eau distillée.

Les perméabilités hydrauliques de l'eau distillée après colmatage (L_p') sont obtenue à partir de la pente et l'ordonnée à l'origine de la courbe donne la pression critique P_c lorsque la pression transmembranaire est égale à la pression osmotique.

Tableau III 4 : Valeurs des perméabilités d'eau distillée avant (L_p) et après colmatage (L_p') (à 20 $^{\circ}\text{C}$)

la membrane d'ultrafiltration	L_p ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)	L_p' ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)
HC030	164	42
UH050	149	38

On observe à partir du tableau III 4 qu'en présence d'une solution dans les mêmes conditions opératoires, la perméabilité de l'eau distillée après colmatage (L_p') est inférieure à la perméabilité à l'eau distillée (L_p).

Les figures III 26 et III 27; permettent de comparer les perméabilités hydrauliques des deux membranes d'UF HC030 et UH050 à l'eau distillée et la solution saline préparée par la coagulation –floculation.

La figure III 26 montre que la perméabilité à l'eau distillée obtenue était de $164 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$; la valeur de perméabilité a diminué à $42 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ après l'encrassement.

La figure III 27 montre que la perméabilité à l'eau distillée obtenue était de $149 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$; la valeur de perméabilité a diminué à $38 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ après l'encrassement.

Nos résultats montrent que Les flux augmentent linéairement avec la pression de fonctionnement croissante pour la solution de sel.

La membrane HC030 présente des valeurs de flux de perméat supérieures par rapport à la membrane UH050. Les perméabilités des membranes HC030 et UH050 ne diffèrent pas remarquablement. La caractéristique de haute perméabilité indique généralement une porosité élevée.

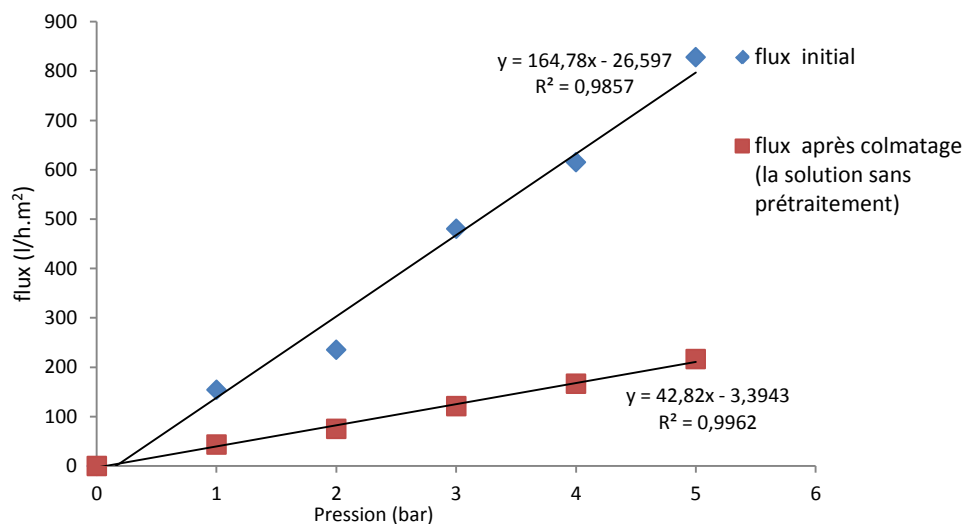


Figure III 26: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa.

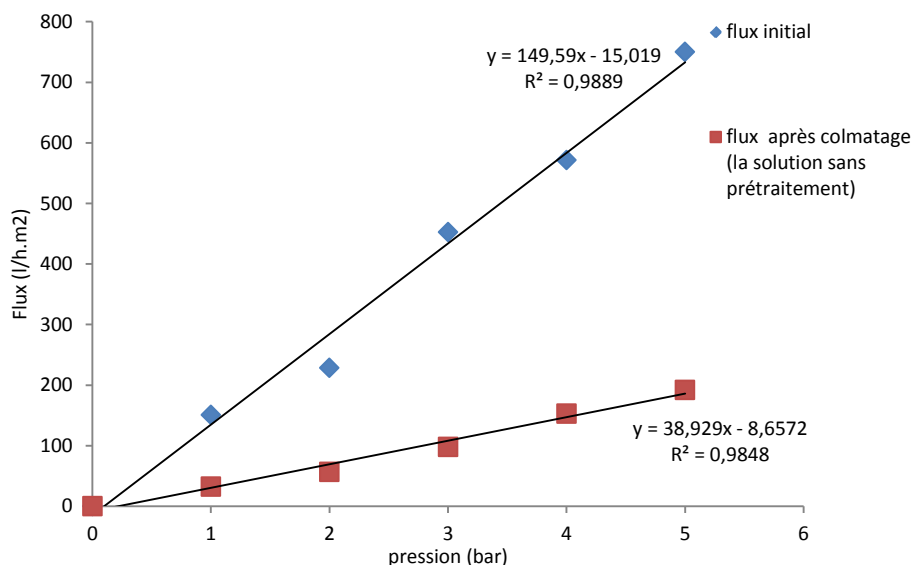


Figure III 27: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa [UH050].

B. La résistance du gâteau :

A partir de la valeur de perméabilité propre, la résistance intrinsèque de la membrane, R_m , a été calculée comme étant égale à $2,19 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ pour la membrane HC030 et à $2,41 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ pour la membrane UH050. Après la résistance dans le modèle en série, la résistance totale (R_T) et la résistance due à l'encrassement (R_g) ont également été déterminées.

D'après la loi de DARCY : $R_m = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p$ et connaissant L_p (à 20°C) on peut calculer R_m (en m^{-1})

$$R_T = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p' \text{ et connaissant } L_p' \text{ (à } 20^\circ\text{C)}$$

$$R_T = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p'' \text{ et connaissant } L_p'' \text{ (à } 20^\circ\text{C)}$$

$$\text{On a : } R_T = R_m + R_g$$

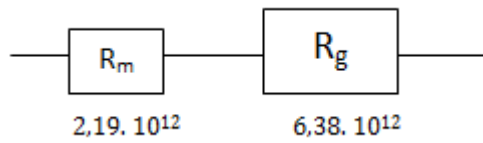
$$\text{Or } R_g = R_T - R_m$$

Tableau III 5: Valeurs de résistance de membranes HC030 et UH050 avant et après filtration.

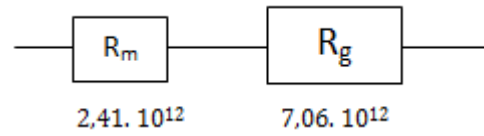
Valeurs de résistance ($\times 10^{12} \text{ m}^{-1}$)	Résistance de la membrane (R_m)	Résistance au gâteau (R_g)	Résistance totale (R_T)
HC030	2,19	6,38	8,57
UH050	2,41	7,06	9,47

D'après le tableau III 5 ; la résistance de gâteau a contribué 74,44 % à la résistance total pour la membrane HC030 et une résistance de gâteau a contribué 74.55 % à la résistance total pour la membrane UH050. Pour les deux membranes la résistance de colmatage d'une solution sans prétraitement est 3 fois plus grande que celle de la membrane ce que l'on peut représenter par le schéma suivant des résistances hydraulique en série (modèle de la loi d'ohm)

La membrane HC030



La membrane UH050



C. L'évolution de débit en fonction du temps à 4 bars :

Afin de déterminer l'évolution de débit après 1 heure de filtration, on a mesuré le volume du perméat à chaque instant ; d'où la détermination de débit Q_t et le débit relatif Q_t/Q_0 .

Les résultats trouvés illustré dans les courbes suivant :

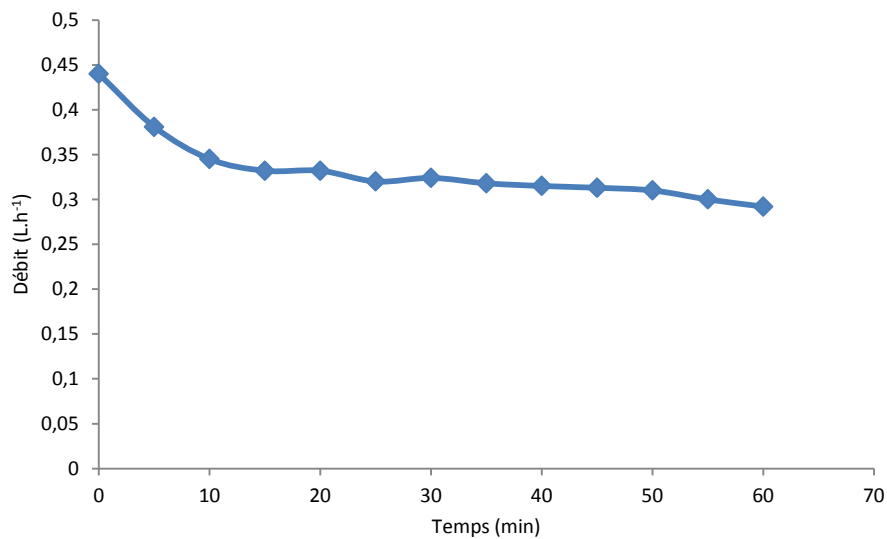


Figure III 28: Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane HC030

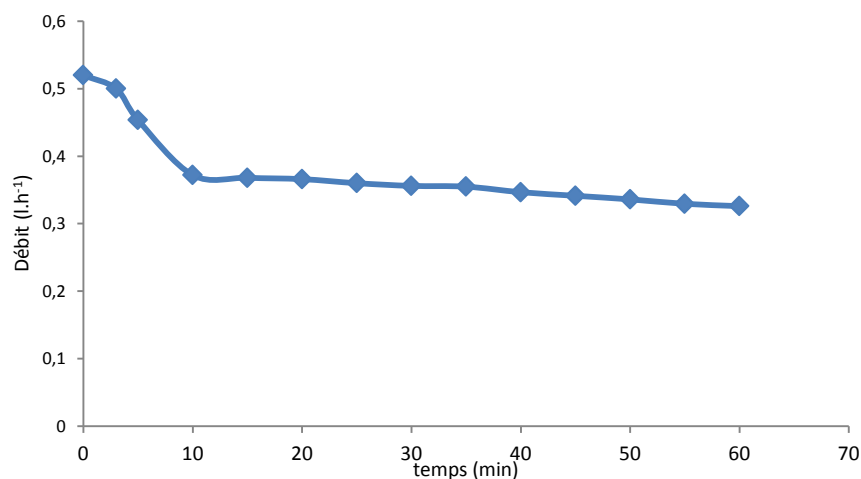


Figure III 29 : Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane UH050.

A la pression de 4 bars, le débit diminue fortement au cours du temps, comme illustré sur les figures III 28 et III 29, passant de $0,440 \text{ l.h}^{-1}$ à $t=0$ à $0,292$ après 1 heure de

filtration pour la membrane HC030 et de $0,520 \text{ l.h}^{-1}$ à $t=0$ à $0,326 \text{ l.h}^{-1}$ pour la membrane UH050.

Une perte de production est égale à 33,63 % ; 37,31 % respectivement pour les membranes HC030 et UH050.

D. La détermination de l'indice de colmatage « le MFI » :

Le rôle d'indicateurs de colmatage est d'évaluer le pouvoir colmatant d'une eau (indicateur supposé intrinsèque à l'eau). L'intérêt pratique de cela est de pouvoir prédire la cinétique de colmatage dans des installations utilisant la filtration membranaire à partir d'une courte expérience d'UF frontale effectuée dans des conditions standardisées ($T=20^\circ\text{C}$, $\Delta P=4 \text{ bar}$).

Les figures III 30 et III 31 présentent les courbes de t_c/V_c en fonction du volume (V_c), qui permet de montrer le gâteau de filtration se met en place progressivement sur la pente de la zone linéaire permet de calculer le MFI.

Le Modifié l'encrassement de l'index (MFI) est un paramètre qui dépend purement du mécanisme de formation de gâteau (Schipper et autres ; 1980).

Pour tous les graphiques t_c/V_c versus V_c , la zone considérée comme linéaire a été celle pour laquelle une régression linéaire assure un coefficient de corrélation R^2 d'au moins 0,98.

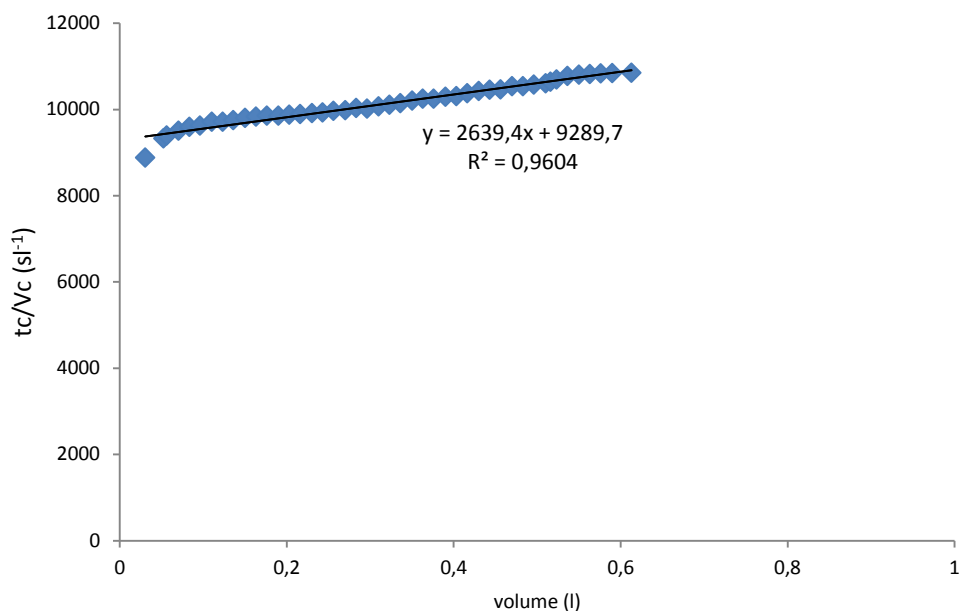


Figure III 30 : t_c/V_c en fonction de volume cumulé avec la membrane HC030.

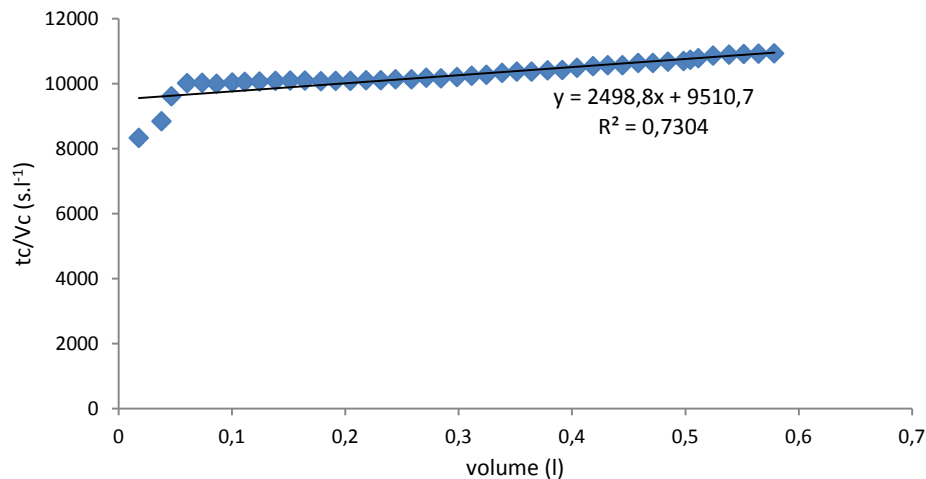


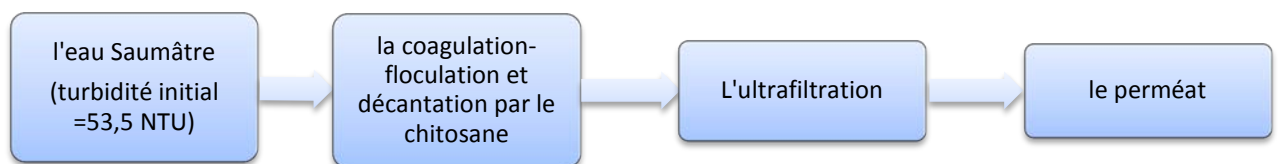
Figure III 31 : t_c/V_c en fonction de volume cumulé avec la membrane UH050.

D'après les courbes des figures III 30 et III 31, nous pouvons voir qu'il y a trois parties distinctes, dont le premier correspond à l'adsorption des particules à la surface de membrane, du second à la formation de gâteau et du troisième pour durcir le tassement. D'après ces figures ; La valeur de MFI déterminée pour une solution saumâtre turbide était $2639 s.l^{-2}$; $2499 s.l^{-2}$ respectivement pour les membranes d'ultrafiltration HC030 et UH050.

III.2.4. Le prétraitement par couplage :

« La coagulation -floculation-décantation couplé avec l'ultrafiltration »

L'enchaînement des étapes lors de cette étude du couplage coagulation/UF est schématiquement expliqué sur la figure suivante :



Les conditions opératoires optimales de coagulation sont tout d'abord déterminées par des essais de Jar Test. Les résultats sont présentés dans la première partie. Le surnageant de Jar Test est filtré par d'ultrafiltration HC030 en cellulose régénérée (CR) et UH050 en polyéthersulfone hydrophile (PeSH)), que une mode de mise en œuvre ont été testés en UF, à savoir l'écoulement frontal pour but de déterminer :

- La perméabilité hydraulique des membranes;
- La résistance du gâteau ;

- L'indice de colmatage MFI (Modèle de type « gâteau »).

Tableau III 6 : La solution N°1 après CFD par le chitosane (coagulation-floculation-décantation):

Turbidité initial (NTU)	Dose optimal du chitosane (mg/l)	Dose de floculant (mg/l)	Turbidité finale (NTU)	Conductivité ($\mu\text{s/cm}$)	Salinité (mg/l)	pH
53,5	1,5	4	1,12	6325	4775	7

A) La perméabilité hydraulique :

La perméabilité des membranes étudiées avec de l'eau distillée (L_p) a été mesurée sous différentes pressions de fonctionnement. Les valeurs de flux initial d'eau obtenues des membranes examinées et leur dépendance aux variations de pression sont présentées aux figures III 32 et III33.

L'évolution linéaire des flux avec la pression transmembranaire montre que la loi de Darcy est valide. Ce comportement linéaire est décrit par une pente qui correspond à une perméabilité à l'eau distillée.

Les perméabilités hydrauliques de la solution prétraitée (L_p'') sont obtenue à partir de la pente et l'ordonnée à l'origine de la courbe donne la pression critique P_c lorsque la pression transmembranaire est égale à la pression osmotique.

Tableau III 7: Valeurs des perméabilités eau distillée avant (L_p) et après colmatage (L_p'') (à 20 °C).

la membrane	L_p' ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)	L_p'' ($\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$)
HC030	164	110
UH050	149	89

On observe à partir du tableau III 7 qu'en présence d'une solution dans les mêmes conditions opératoires, la perméabilité après colmatage par la solution saline prétraitée (L_p'') il est inférieur à la perméabilité à l'eau distillée (L_p)

La figure III 32 montre que la perméabilité à l'eau distillée obtenue était de $164 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$; cette valeur a diminué à $110 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ après l'encrassement pour une membrane d'ultrafiltration HC030.

La figure III 33 montre que la perméabilité à l'eau distillée obtenue était de $149 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$; cette valeur a diminué à $89 \text{ l.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ après l'encrassement pour la membrane d'ultrafiltration UH050.

La membrane HC030 présente des valeurs de flux de perméat supérieures par rapport à la membrane UH050. Les perméabilités des membranes HC030 et UH050 ne diffèrent pas remarquablement. La caractéristique de haute perméabilité indique généralement une porosité élevée.

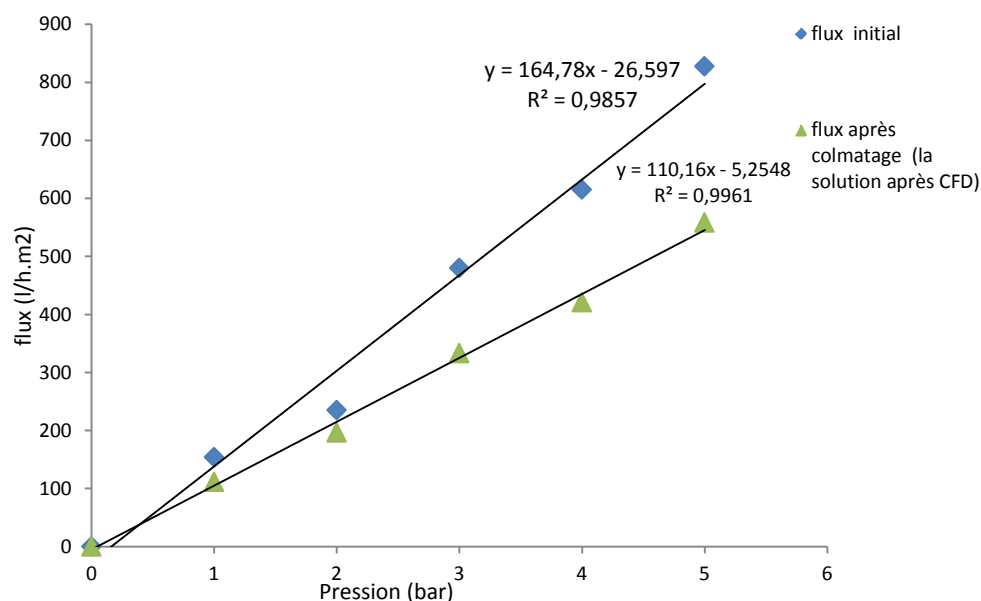


Figure III 32: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa.

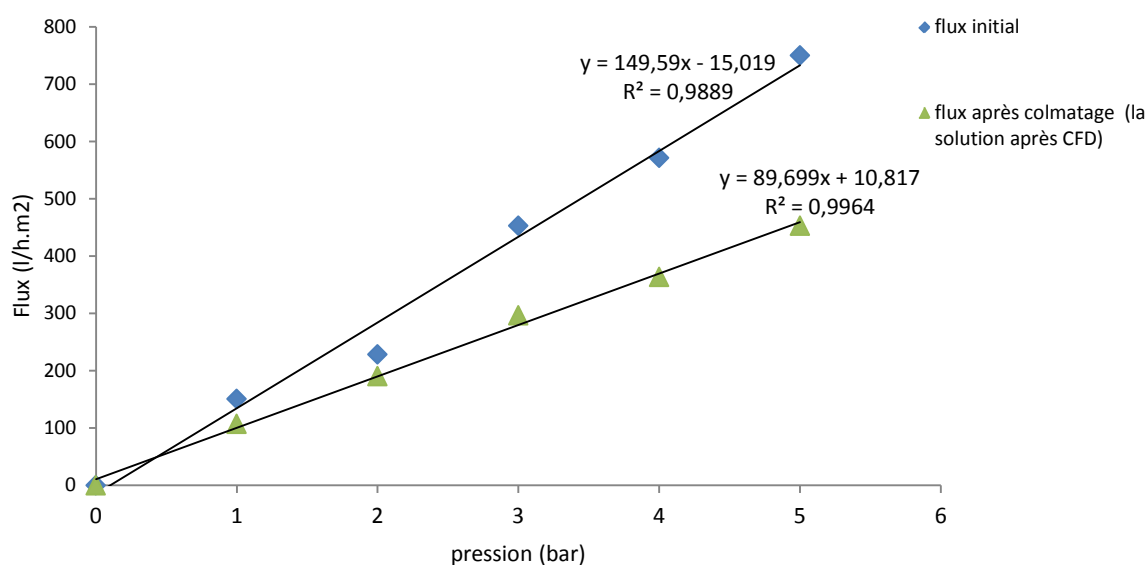


Figure III 33: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa

B) La résistance du gâteau :

A partir de la valeur de perméabilité propre, la résistance intrinsèque de la membrane, R_m , a été calculée comme étant égale à $2,19.10^{12} \text{ m}^{-1}$ pour la membrane HC030 et à $2,41.10^{12} \text{ m}^{-1}$ pour la membrane UH050. Après la résistance dans le modèle en série, la résistance totale (R_T) et la résistance due à l'encrassement (R_g) ont également été déterminées.

D'après la loi de DARCY : $R_m = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p$ et connaissant L_p (à 20°C) on peut calculer R_m (en m⁻¹)

$$R_T = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p \text{ 'et connaissant } L_p' \text{ (à 20°C)}$$

$$R_T = 3,6 \cdot 10^{14} / L_p'' \text{ et connaissant } L_p'' \text{ (à 20°C)}$$

$$\text{On a : } R_T = R_m + R_g$$

$$\text{Or } R_g = R_T - R_m$$

Tableau III 8: Valeurs de résistance de membranes HC030 la membrane UH050 avant et après filtration.

Valeurs de résistance (x $\cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$)	Résistance de la membrane (R_m)	Résistance au gâteau (R_g)	Résistance totale (R_T)
HC030	2,19	1,08	3,27
UH050	2,41	1,63	4,04

D'après le tableau III 8 ; la résistance de gâteau a contribué 33.02 % ; 40.33 % à la résistance total respectivement pour les membranes HC030 et UH050.

C) L'évolution de débit en fonction du temps à 4 bars :

Afin de déterminer l'évolution de débit après 1 heure de filtration, on a mesuré le volume du perméat à chaque instant ; d'où la détermination de débit Q_t et le débit relatif Q_t/Q_0 .

Les résultats trouvés illustré dans les courbes suivant :

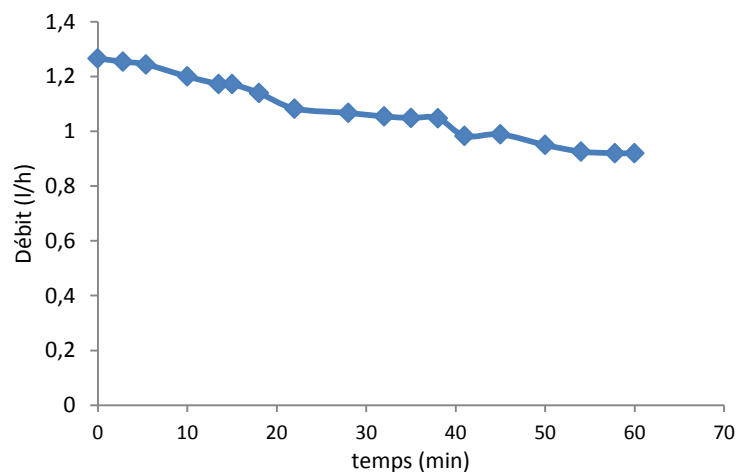


Figure III 34 : Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane HC030 (après CFD).

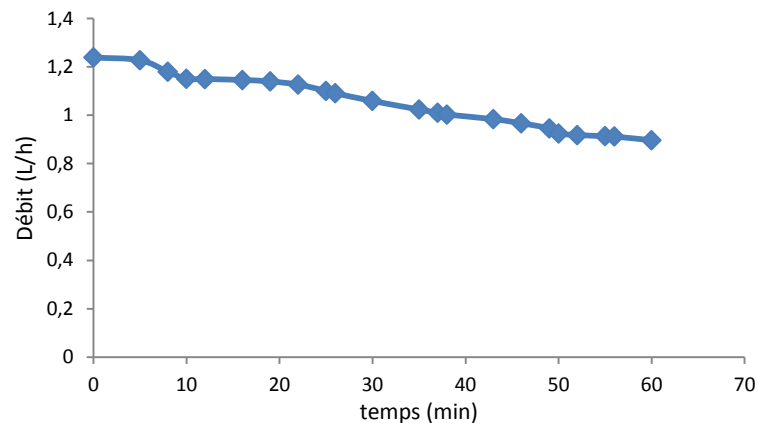


Figure III 35: Evolution de débit en fonction du temps à 4 bars avec la membrane UH050 (après CFD).

A la pression de 4 bars, le débit diminue fortement au cours du temps, comme illustré sur les figures III 34 et III 35, passant de 1,266 l/h à $t=0$ à 0,92 après 1 heure de filtration pour la membrane d'ultrafiltration HC030 et de 1,239 l/h à $t=0$ à 0,897 l/h pour la membrane UH050.

Une perte de production est égale à 27,33% ; 27,60% respectivement pour les membranes HC030 et UH050.

D) La détermination de l'indice de colmatage :

Le rôle d'indicateurs de colmatage est d'évaluer le pouvoir colmatant d'une eau (indicateur supposé intrinsèque à l'eau). L'intérêt pratique de cela est de pouvoir prédire la cinétique de colmatage dans des installations utilisant la filtration membranaire à partir d'une courte expérience d'UF frontale effectuée dans des conditions standardisées ($T=20^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=4$ bar).

Ces tests de colmatage permettent aussi d'estimer l'efficacité de prétraitement. Cela permet, par exemple, d'évaluer l'efficacité de la coagulation comme prétraitement de l'UF, en comparant le MFI d'une eau prétraitée avec le chitosane à celui de cette même eau sans prétraitement.

Les figures III 36 et III 37 présentent les courbes de t_c/V_c en fonction du volume cumulée (V_c), qui permet de montrer le gâteau de filtration se met en place progressivement sur la pente de la zone linéaire permet de calculer le MFI.

Pour tous les graphiques t_c/V_c versus V_c , la zone considérée comme linéaire a été celle pour laquelle une régression linéaire assure un coefficient de corrélation R^2 d'au moins 0,98.

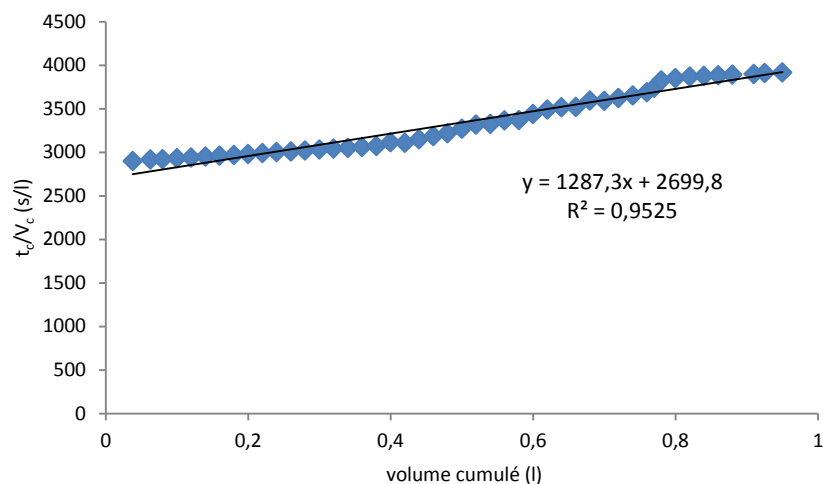


Figure III 36 : t_c/V_c en fonction de volume cumulé avec la membrane HC030.

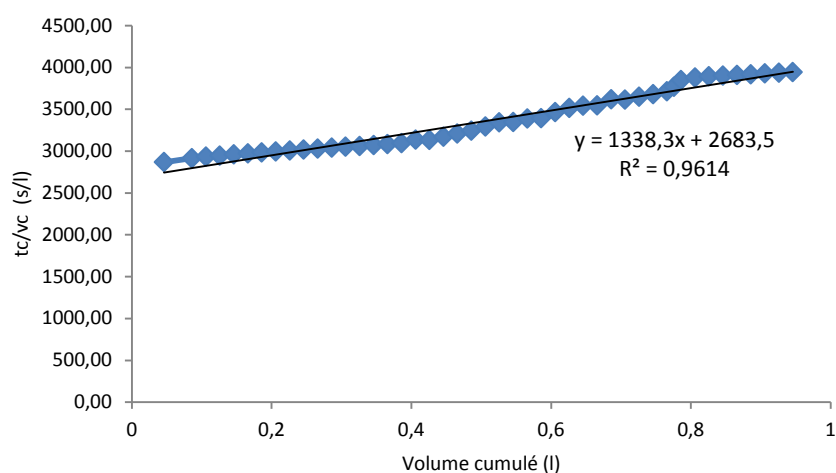


Figure III 37: t_c/V_c en fonction de volume avec la membrane UH050

D'après les courbes des figures III 36 et III 37 , nous pouvons voir qu'il y a trois parties distinctes, dont le premier correspond à l'adsorption des particules à la surface de membrane, du second à la formation de gâteau et du troisième pour durcir le tassement ou pour durcir obstruer.

La valeur de MFI déterminée pour une solution saumâtre turbide était très proches 1287 s/l^2 ; 1338 s/l^2 respectivement pour les membranes d'ultrafiltration HC030 et UH050.

La valeur plus basse de MFI pour la solution prétraitée a indiqué le potentiel de encrassement inférieur de la solution et la valeur plus élevée de MFI pour la solution saumâtre préparée, indiqué le potentiel de encrassement le plus élevé de la solution.

III.2.5.Concluion :

La perméabilité hydraulique d'une membrane d'UF HC030 a donné une valeur de $164 \text{ l.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{bar}^{-1}$.

L'étude du colmatage de cette membrane par une eau faiblement saumâtre reconstituée ($C_{\text{NaCl}}=3\text{g/l}$) a permis de déterminer une résistance de colmatage 3 fois plus importante que

celle de la membrane propre et de montrer une perte de productivité à 4 bars de 33,63 %. Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ 2639,4 s/l², ce qui traduit le caractère fortement colmatant de l'eau traitée. De plus, la turbidité a fortement diminuée, elle est passée de 53.5 NTU à 1,35 NTU.

Par contre L'étude du colmatage de cette membrane par une eau faiblement saumâtre reconstituée prétraitée par la coagulation-floculation a permis une perte de productivité à 4 bars de 27,33%. Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ 1287 s/l², ce qui traduit le caractère fortement colmatant de l'eau traitée. De plus, la turbidité a très fortement diminuée, elle est passée de 53.5 NTU à 0,18 NTU.

La perméabilité hydraulique d'une membrane d'UF UH050 a donné une valeur de 149 l.h⁻¹.m².bar⁻¹. L'étude du colmatage de cette membrane par une eau faiblement saumâtre reconstituée a permis de déterminer une résistance de colmatage 3 fois plus importante que celle de la membrane propre et de montrer une perte de productivité à 4 bars de 37,31%. Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ 2498,8 s/l², ce qui traduit le caractère fortement colmatant de l'eau traitée. De plus, si la turbidité a très fortement diminuée, elle est passée de 53.5 NTU à 1,78 NTU.

Par contre L'étude du colmatage de cette membrane par une eau faiblement saumâtre reconstituée prétraitée par la coagulation-floculation a permis une perte de productivité à 4 bars de 27,60 %. Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ 1338,3 s/l², ce qui traduit le caractère fortement colmatant de l'eau traitée. De plus, si la turbidité a très fortement diminuée, elle est passée de 53.5 NTU à 0,56 NTU.

L'effet de la coagulation-floculation avant l'étape d'ultrafiltration est traduite sur la diminution de la turbidité de perméat, elle est passée de 53.5 NTU à 0,18 NTU pour la membrane HC030 ; et de 53.5 NTU à 0,56 NTU pour la membrane UH050. Par contre la conductivité de l'eau n'a pas fortement baissée, une valeur diminuée de 6325 µs/cm à 4844 µs/cm pour la membrane HC030 et de 6325 µs/cm à 5034 µs/cm pour la membrane UH050.

III.3.La deuxième partie : Influence des prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire :

III.3.1.Introduction :

La première partie de ce chapitre a été consacré à l'étude de différents prétraitements avant osmose inverse. Ces procédés sont basés soit sur un procédés conventionnelle « la coagulation –floculation-décantation », soit un procédés membranaire « l'ultrafiltration », soit un procédés hydrides « l'ultrafiltration couplé avec la coagulation ».

Les prétraitements permettent de retenir la turbidité dans l'eau saumâtre, qui est connue comme faisant partie de colmatant des membranes d'osmose inverse.

Le procédé de membrane actuelle concurrente pour le dessalement de l'eau saumâtre dans un proche avenir est la nanofiltration (NF). Etant donné que l'osmose inverse ne peut pas être utilisée pour une déminéralisation partielle et / ou sélective, la NF est plus appropriée pour la production d'eau potable directement sans nécessité de reminéralisation.

Le but de cette partie est donc d'évaluer l'influence de procédés de prétraitements sur le colmatage d'une membrane de nanofiltration, à l'échelle du laboratoire. Pour cela, les perméats de procédés testés dans la première partie ont été récupérés afin de caractériser leur pouvoir colmatant pour deux membranes de nanofiltration. Les membranes de nanofiltration, modèle DOW NF270 en polyamide et DOW NF200 en Poly piperazineamide sulfonated.

Les paramètres des perméats testés dans la première partie illustrés dans les tableaux suivants:

Tableau III 9: Les analyses d'eau après CFD par le chitosane :

Turbidité initial (NTU)	Dose optimal du chitosane (mg/l)	Dose de floculant (mg/l)	Turbidité finale (NTU)	Conductivité (µs/cm)	Salinité (mg/l)	pH
53,5	1,5	4	1,12	6325	4775	7

Tableau III 10: Les analyses d'eau après UF seule :

Turbidité initial (NTU)	La membrane UF	Turbidité finale (NTU)	Salinité (mg/l)	Conductivité (µs/cm)	pH
53,5	30 KDa	1,35	4750	6263	7,3
	50 KDa	1,78	4580	6042	7,2

Tableau III 11 : Les analyses d'eau après CFD –UF :

Turbidité initial (NTU)	Dose optimal du chitosane (mg/l)	Dose de floculant (mg/l)	La membrane UF	Turbidité finale (NTU)	Conductivité (µs/cm)	Salinité (mg/l)	pH
53,5	1,5	4	30 KDa	0,18	4844	3675	7,3
			50 KDa	0,56	5034	3818	7,2

A. La détermination de la perméabilité hydraulique de la membrane NF:

Les données expérimentales pour le flux de perméat des membranes NF270 et NF200, avec les 3 perméats testée, en fonction du la pression transmembranaire est donnée sur les figures III 38, III 39, III 40, III 41, III 42 et III 43. Les perméabilités hydrauliques sont obtenue à partir de la pente et l'ordonnée à l'origine de la courbe donne la pression critique « Pc » lorsque la pression transmembranaire est égale à la pression osmotique.

Tableau III 12: Valeurs des perméabilités d'eau distillée (avant colmatage L_p et après colmatage L_p'), et de la solution saumâtre (L_p'')

les perméats après les déférents prétraitements		La membrane NF270		
		L_p (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)	L_p' (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)	L_p'' (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)
Le perméat après CFD par le chitosane		9,96	6,45	3,89
Le perméat après l'ultrafiltration seul	UH050	9,96	8,62	5,40
	HC030	9,96	8,72	6,29
Le perméat après le couplage CFD- UF	CFD- UH050	9,96	8,80	6,61
	CFD- HC030	9,96	8,53	5,49
les perméats après les déférents prétraitements		La membrane NF200		
		L_p (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)	L_p' (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)	L_p'' (l.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹)
Le perméat après CFD par le chitosane		10,38	5,53	3,66
Le perméat après l'ultrafiltration seul	UH050	10,38	8,16	5,88
	HC030	10,38	8,28	5,61
Le perméat après le couplage CFD- UF	CFD- UH050	10,38	9,68	6,23
	CFD- HC030	10,38	10,23	6,63

À partir de tableau III 12 ; On observe qu'en présence d'une solution dans les mêmes conditions opératoires, la perméabilité à la solution testée (L_p'') est inférieure à la perméabilité à l'eau distillée (L_p).

On observe aussi que les valeurs des perméabilités trouvées avec la membrane NF200 sont inférieures à celle trouvé avec la NF270. La membrane NF200 présente des pores plus ouverts que la NF270.

Les valeurs des perméabilités après colmatage avec les différents perméats sont différent. L_p'' (le perméat du CFD par le chitosane) < L_p'' (le perméat d'UF seul) < L_p'' (le perméat de couplage (CFD-UF)). Donc notre prétraitement influence sur la perméabilité hydraulique de la membrane NF, plus la turbidité de solution augmente plus la perméabilité diminuée. la perméabilité d'une membrane est également liée à l'épaisseur de la couche sélective (Mänttari et al., 2004) et à la rugosité de surface de la membrane (Hirose et al., 1996; Gao et chen, 1998)

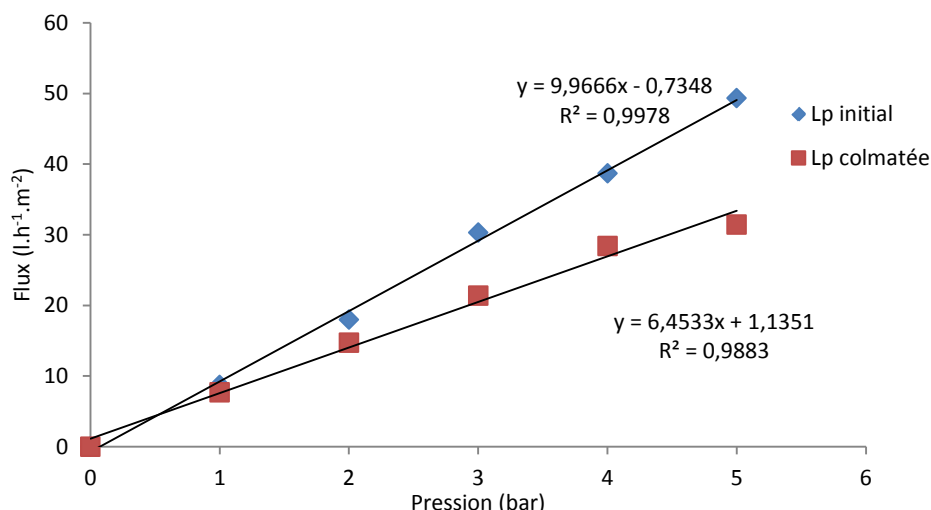


Figure III 38: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage avec la membrane NF270 (le perméat avant l'étape de la coagulation-floculation-décantation).

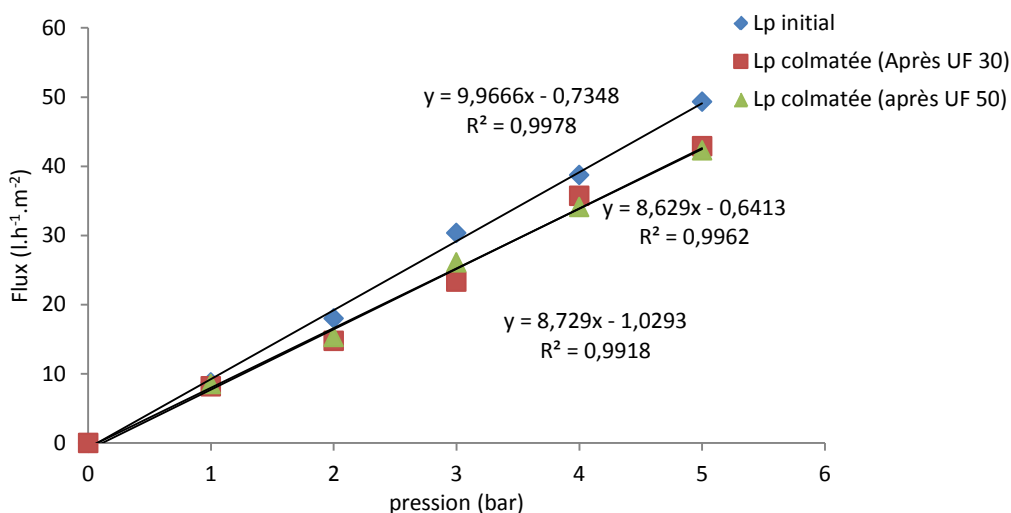


Figure III 39: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF270 (le perméat après l'étape de l'ultrafiltration seul).

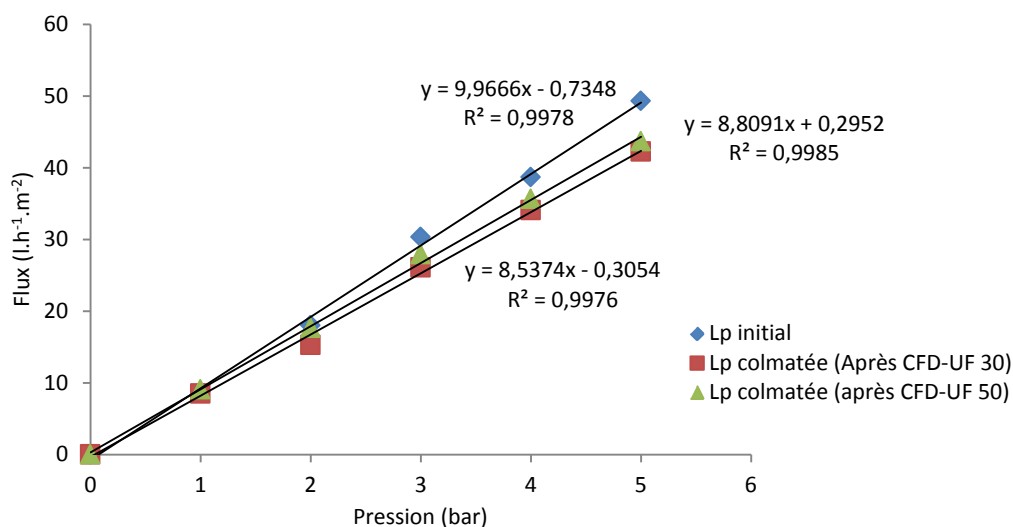


Figure III 40 : Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD-UF).

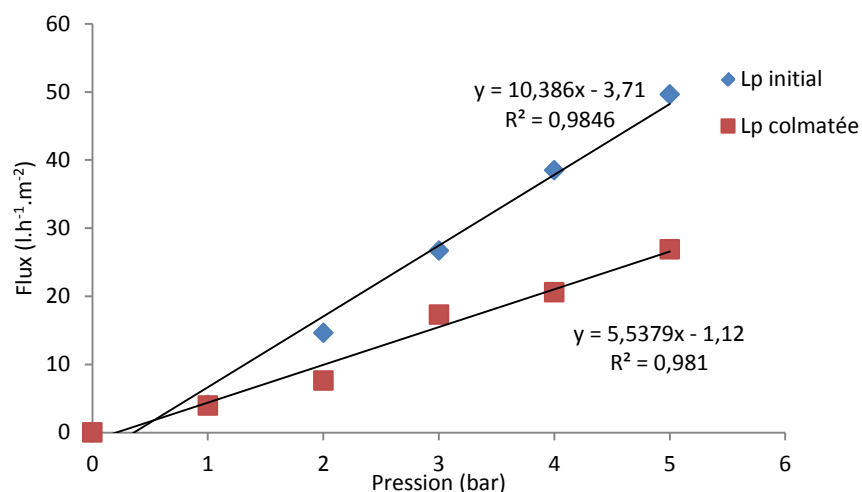


Figure III 41: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage avec la membrane NF200 (le perméat avant l'étape de la coagulation-floculation-décantation).

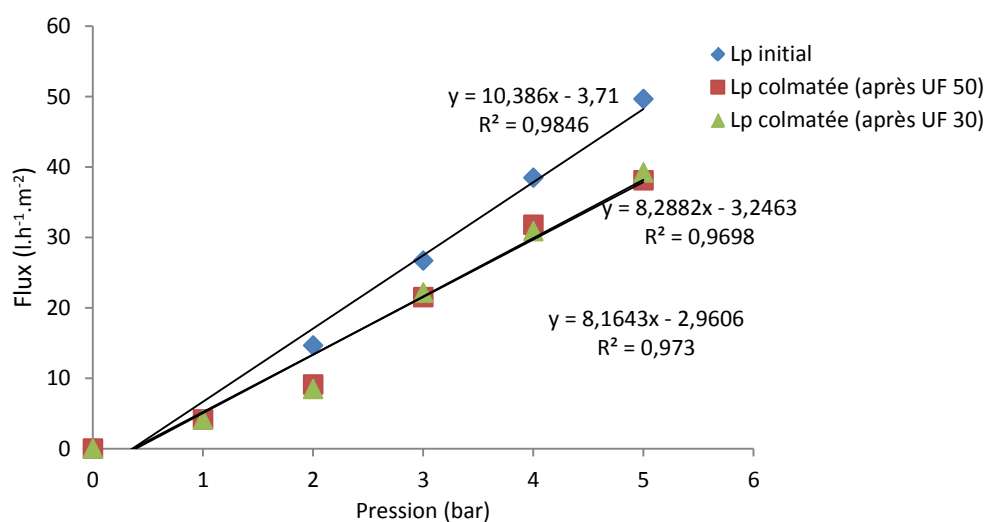


Figure III 42: Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF200 (le perméat après l'étape de l'ultrafiltration seul).

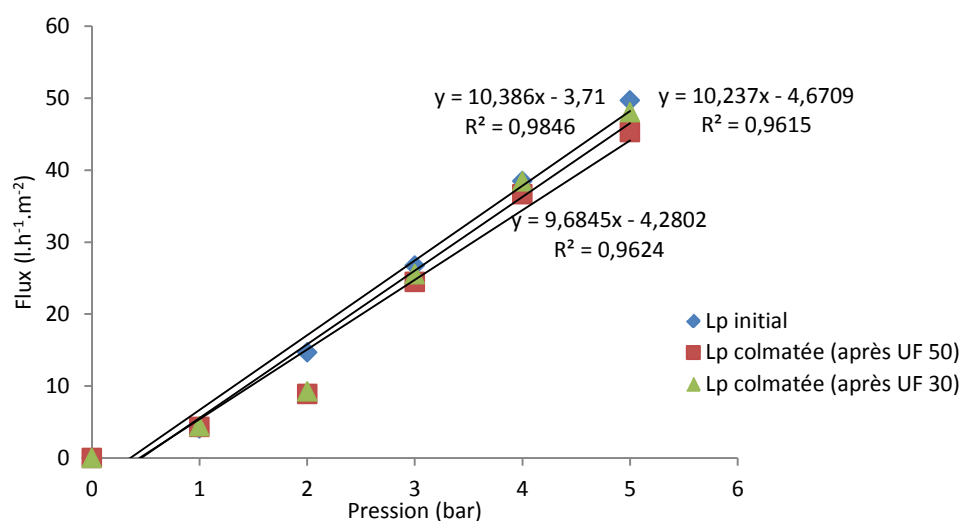


Figure III 43 : Evolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant et après colmatage pour la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF).

B. L'évolution de la rétention de sel en fonction de la pression :

La rétention des sels par les membranes NF270 et NF200 est déterminée pour tous les perméats issus des différents prétraitements. Concernant la coagulation-floculation et décantation seul, l'ultrafiltration seule (la membrane d'UF UH050 et HC030), et le couplage de la coagulation-floculation-décantation avec l'ultrafiltration (la membrane d'UF UH050 et HC030).

La concentration en sels de l'eau saumâtre est de 3 g.l⁻¹. Les différents perméats issus des prétraitements présentent une concentration en sels identique à celle de l'eau saumâtre brute. Cela indique que les sels ne peuvent pas être retenus par les procédés de prétraitement. La concentration en sels dans les perméats issus de la Nanofiltration est présentée sur les figures III 44 et III 45. La ligne horizontale sur cette figure est la limite de l'OMS (500 ppm TDS).

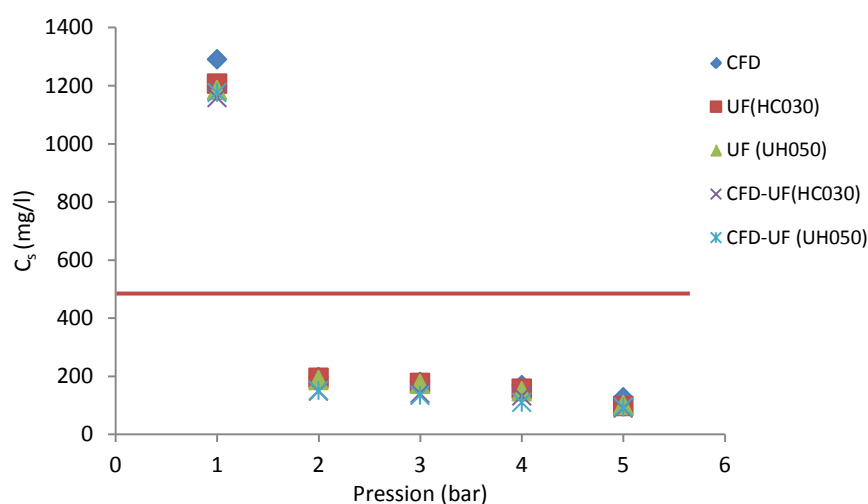


Figure III 44: la Variation de la concentration en sels (C_s) dans les perméats de NF270 en fonction de la pression lors de la filtration de perméats issus de différents prétraitements.

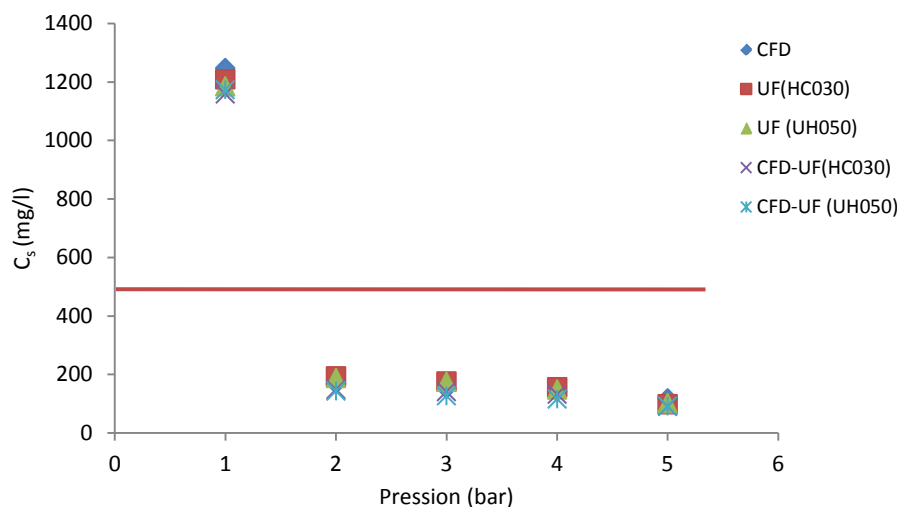


Figure III 45 : la Variation de la concentration en sels (C_s) dans les perméats de NF200 en fonction de la pression lors de la filtration de perméats issus de différents prétraitements.

D'après nos résultats ; La cible TDS de 500 ppm a été atteinte avec les membranes NF270 et NF200 dans toutes les conditions testées. Nous observons aussi une diminution de la concentration de sels en fonction de la pression. La concentration de sels est d'environ 1207,5 à 1176 mg.l⁻¹ au début de la filtration, et diminue jusqu'à environ 90 à 127,05 mg.l⁻¹.

Le taux de rétention en sels en fonction de la pression transmembranaire est présenté sur les figures III 46 et III 47.

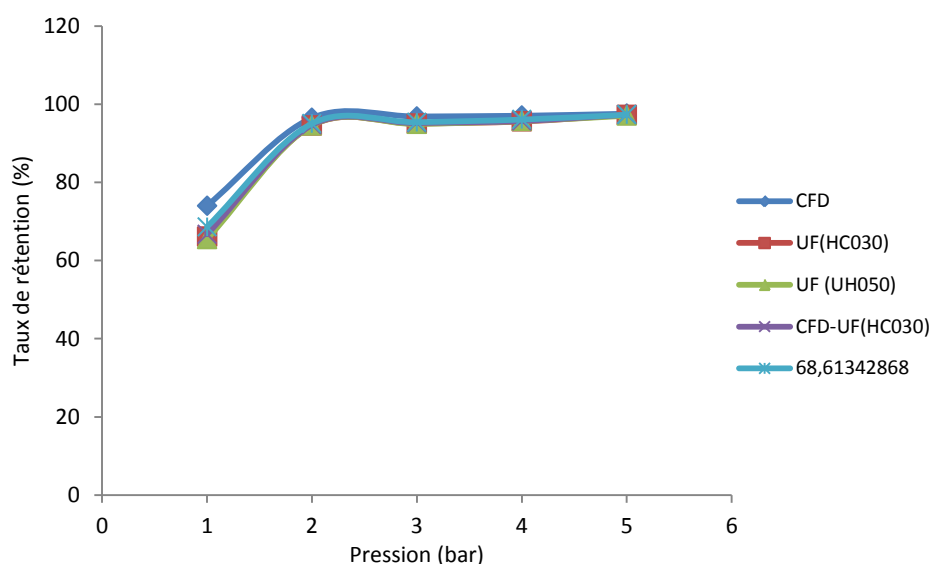


Figure III 46: Evolution de la rétention de sel en fonction de la pression (la membrane NF270)

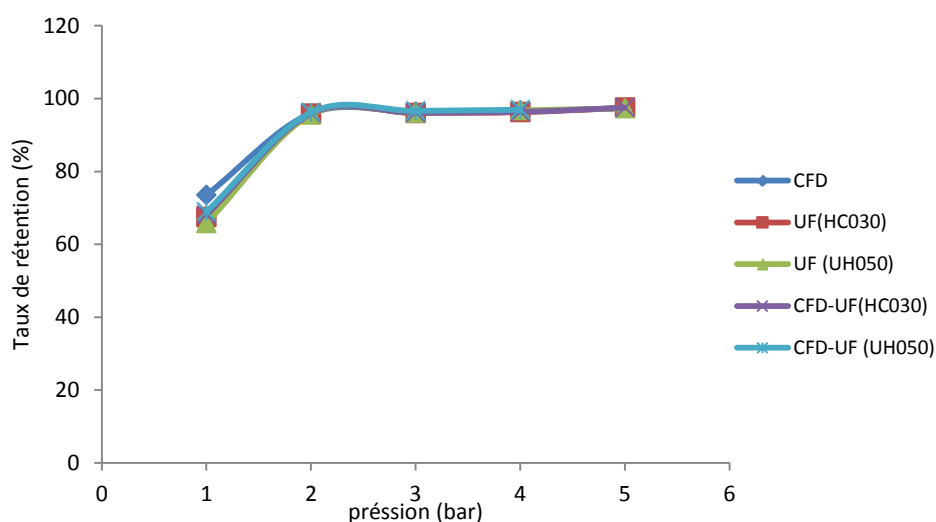


Figure III 47 : Evolution de la rétention de sel en fonction de la pression (la membrane NF200)

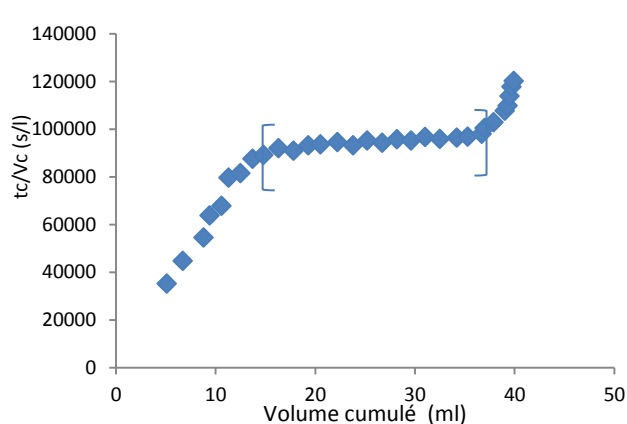
La même tendance est observée pour les différents échantillons et avec les deux membranes de Nanofiltration. Le taux de rétention par la membrane des sels est faible au début de la filtration ($\leq 74\%$), au-delà d'une pression transmembranaire est égale à 2 bar, la rétention des sels est supérieure à 90 %. Ensuite, le taux de rétention augmente jusqu'à la fin de

l'expérience correspondant à une pression est égale à 5 bar. La rétention en sels est alors d'environ 97%

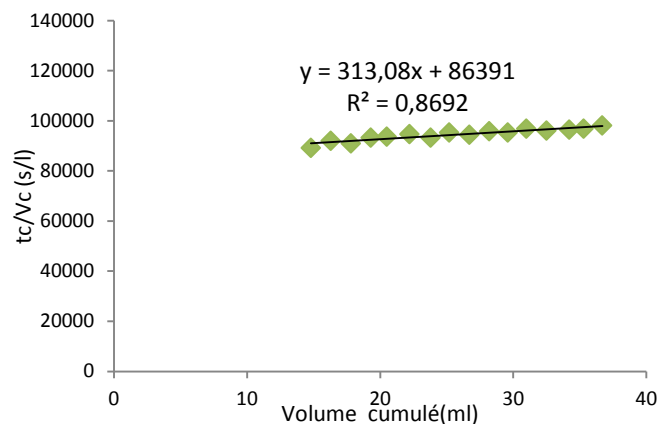
D'après nos résultats on peut conclure que la rétention de sel avec la membrane NF200 est fort que la NF270. Donc plus la perméabilité hydraulique est forte plus la rétention des sels est faible. A une pression transmembranaire élevée, le flux est plus élevé et la contribution de la diffusion devient moins importante par rapport à la convection, de sorte qu'une diminution de la rétention est trouvée.

C. La détermination du pouvoir de colmatage:

Les figures III 48, III 49, III 50, III 51, III 52, III 53, III 54, III 55, III 56 et III 57 présentent la valeur de t_c/V_c en fonction du volume cumulé, ces figures permet de montrer qu'un gâteau de filtration se met en place progressivement sur la pente la partie "plateau" permet de calculer le MFI.

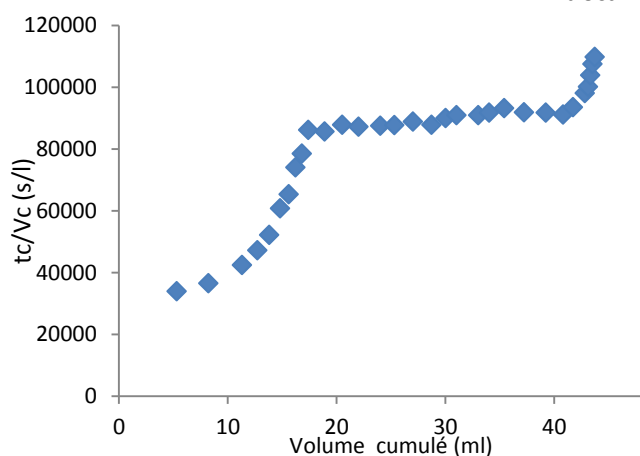


(a)

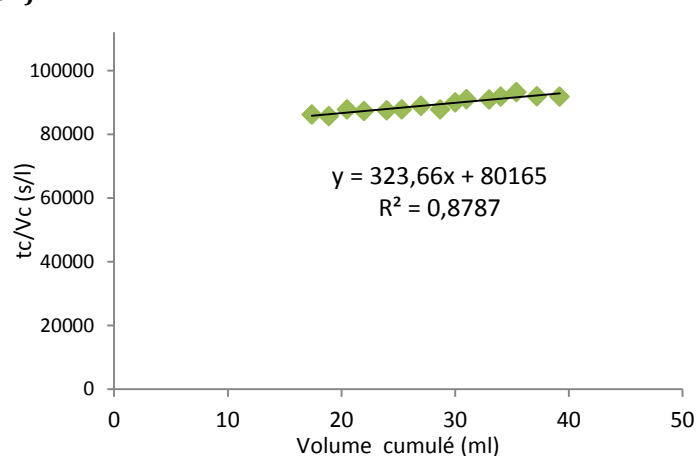


(b)

Figure III 48: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF270 (le perméat de la coagulation-floculation-décantation)



(a)



(b)

Figure III 49: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF270 (le perméat après UF50).

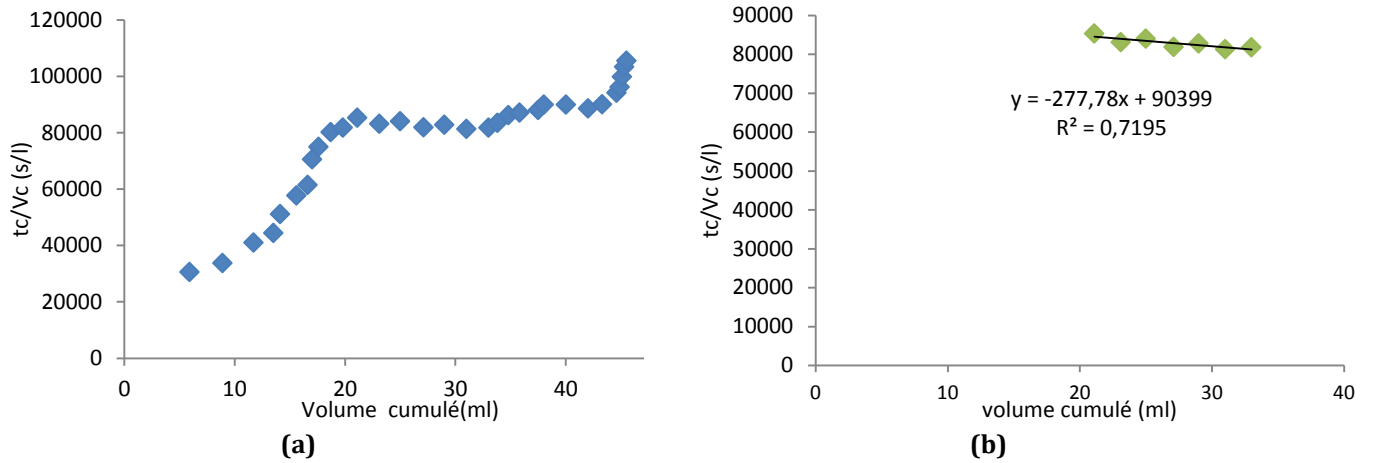


Figure III 50: $tc/Vc = f(Vc)$ avec la membrane NF270 (le perméat après UF30).

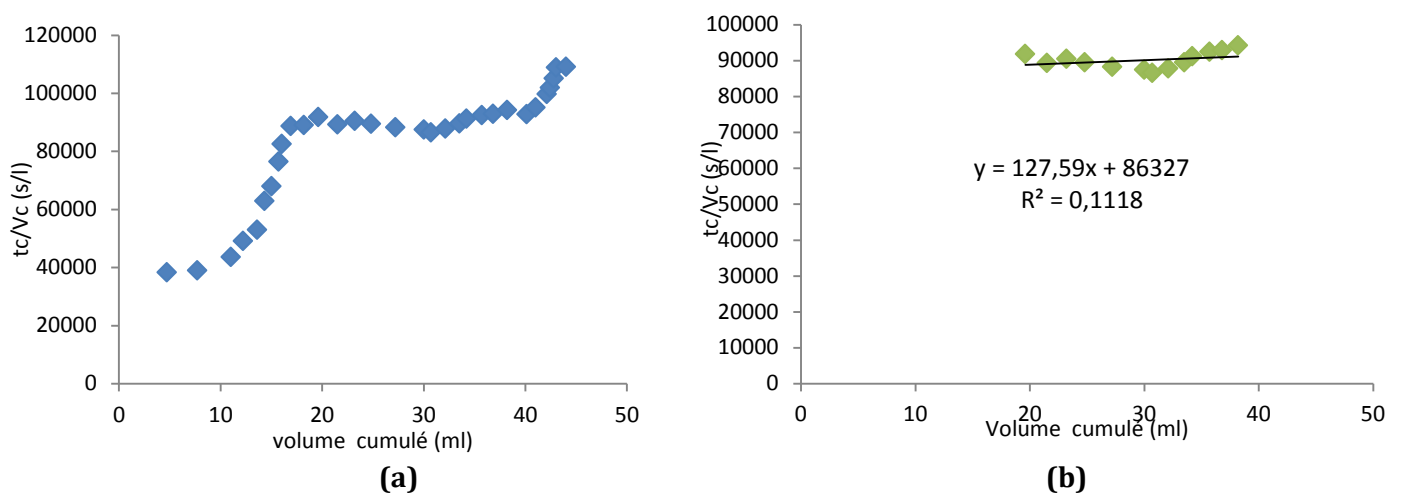


Figure III 51: $tc/Vc = f(Vc)$ avec la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD-UF50).

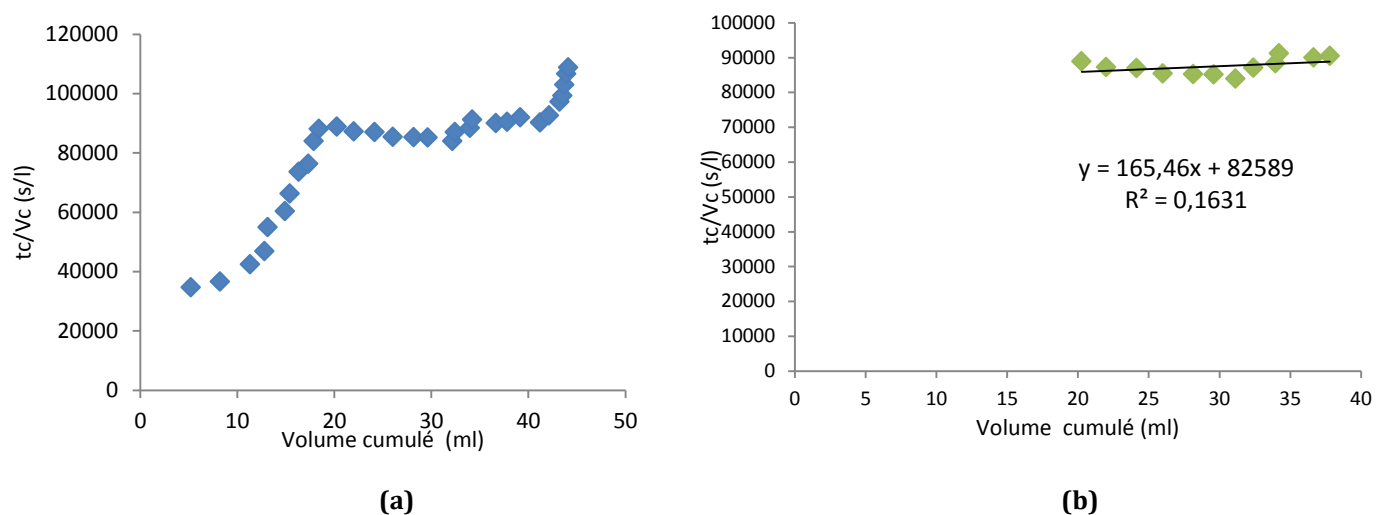
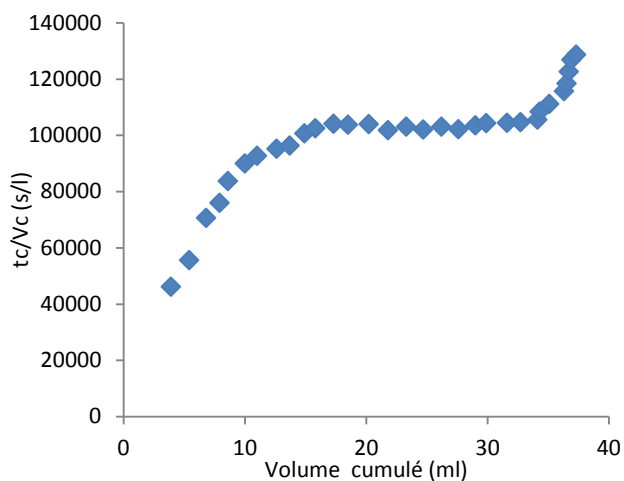
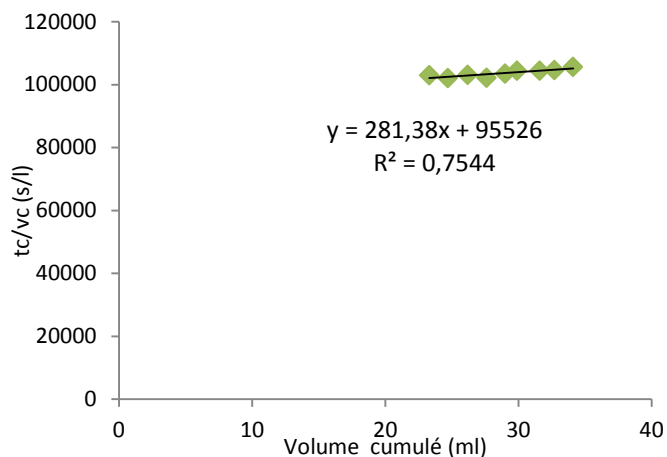


Figure III 52: $tc/Vc = f(Vc)$ avec la membrane NF270 (le perméat après le couplage CFD- UF30).

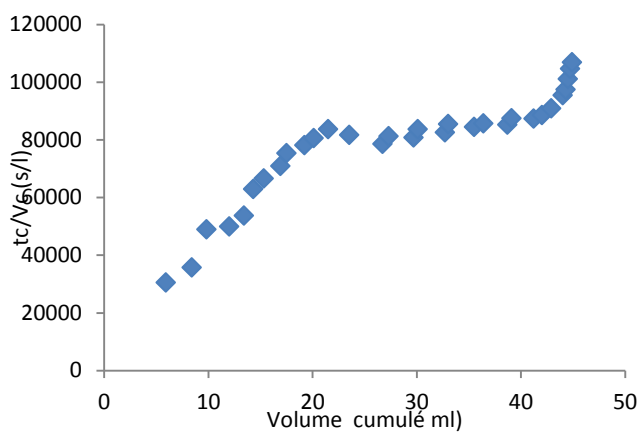


(a)

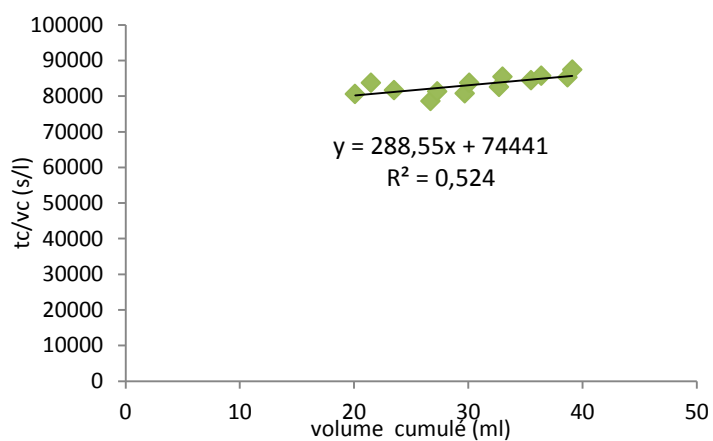


(b)

Figure III 53 $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après CFD).

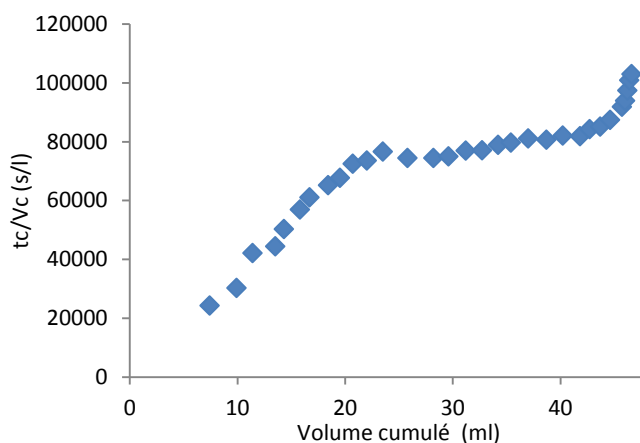


(a)

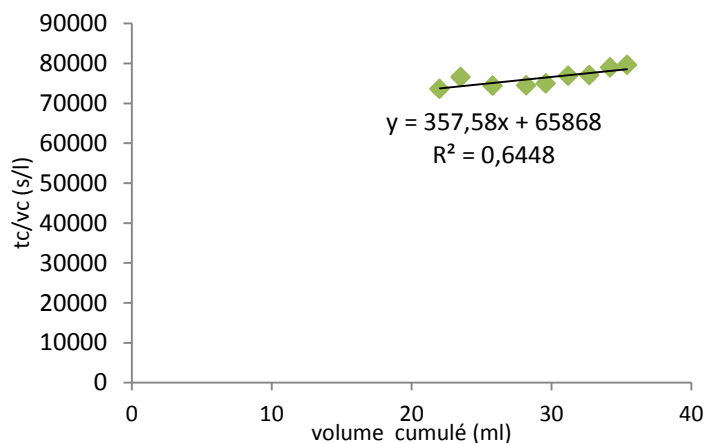


(b)

Figure III 54: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après UF50).



(a)



(b)

Figure III 55: $t_c/V_c = f(V_c)$ avec la membrane NF200 (le perméat après UF30).

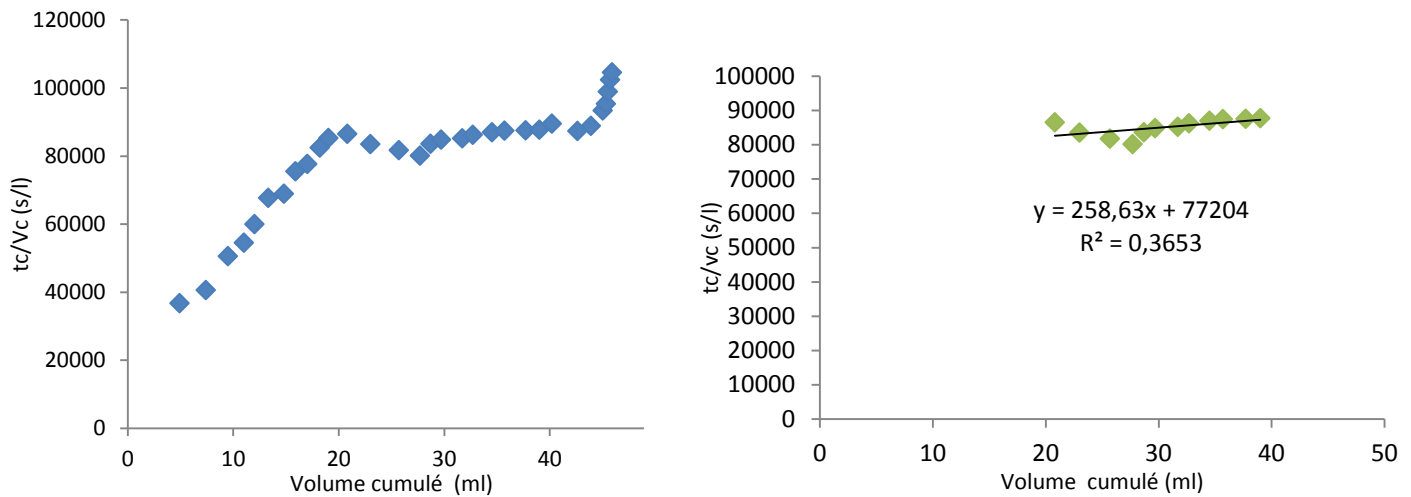


Figure III 56 $tc/Vc = f(Vc)$ avec la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF50).

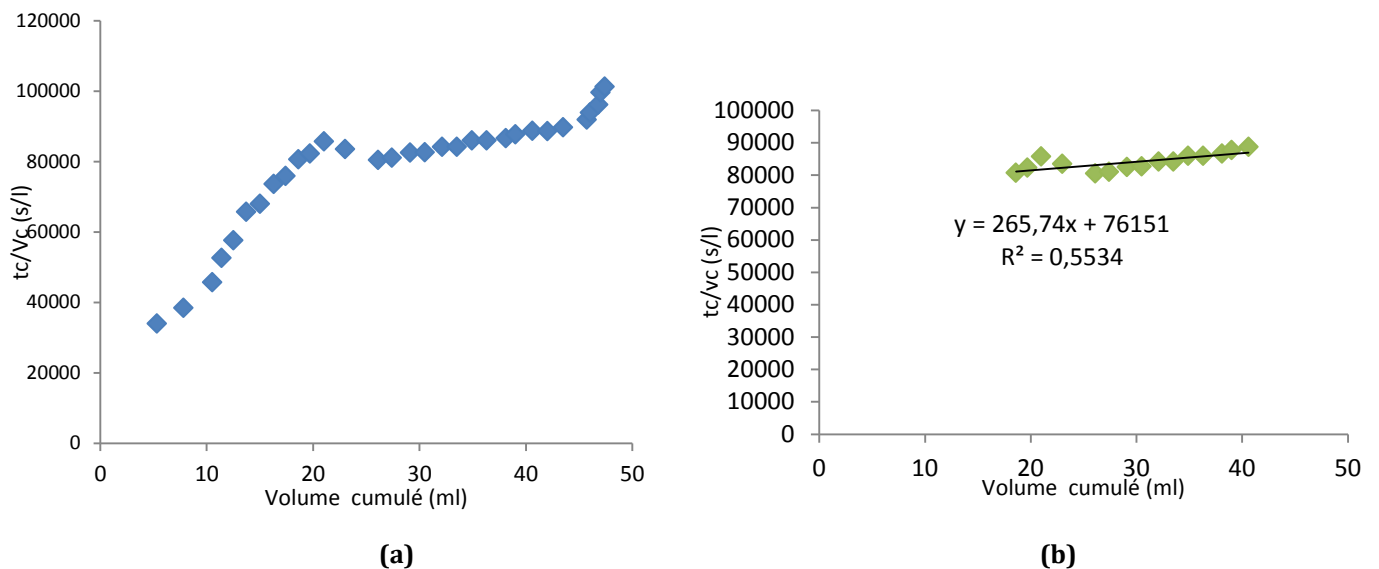


Figure III 57: $tc/Vc = f(Vc)$ avec la membrane NF200 (le perméat après le couplage CFD-UF30).

Le pouvoir de colmatage des perméats de différents prétraitements étudiés a été déterminé en termes de Modified Fouling Index MFI. C'est une méthode rapide et qui conduit à des ordres de grandeur qui permettent de comparer rapidement les eaux entre elles. Par conséquent, nous avons mesuré le MFI du perméat des différents prétraitements testés.

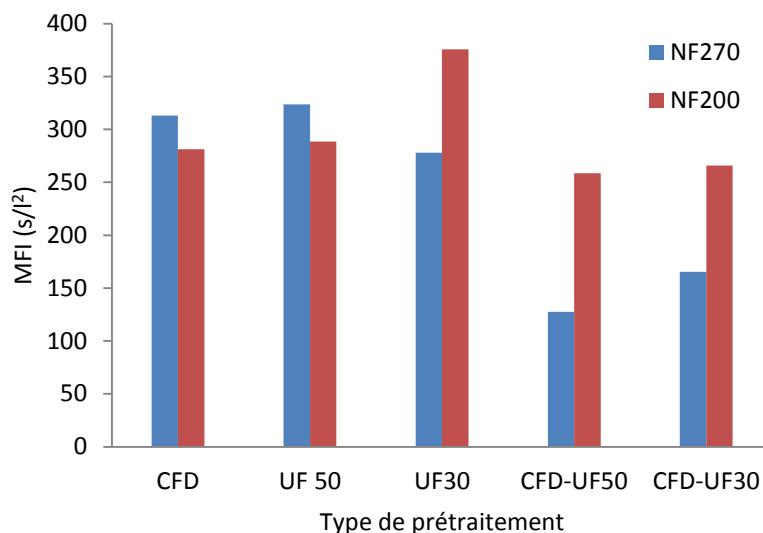


Figure III 58 : Valeurs du MFI de l'eau prétraitée par différents procédés de prétraitement

Les résultats de filtration avec la membrane NF270 montrent que ; le perméat obtenu par la coagulation par le chitosane présente un MFI 313,08 s/l².

Le perméat obtenu par l'UF seul présente un MFI égale à 277,78 s/l²; 323,66 s/l² respectivement pour les membranes d'ultrafiltration (HC030) et (UH050).

Le perméat obtenu par le couplage de la coagulation -floculation-décantation et l'ultrafiltration présente un MFI égale à 165,46 s/l²; 127,59 s/l² respectivement pour le couplage CFD- HC030 et couplage CFD UH050.

Les résultats de filtration avec la membrane NF200 montrent que ; le perméat obtenu par la coagulation par le chitosane présente un MFI 281,38 s/l².

Le perméat obtenu par l'UF seul présente un MFI égale à 357,58 s/l²; 288,55 s/l² respectivement pour les membranes d'ultrafiltration (HC030) et (UH050).

Le perméat obtenu par le couplage de la coagulation -floculation-décantation et l'ultrafiltration présente un MFI égale à 265,74 s/l²; 258,63 s/l² respectivement pour le couplage CFD- HC030 et couplage CFD-UH050.

Les perméats de la coagulation-floculation-décantation combinée avec l'ultrafiltration présentent des MFI inférieur à celui de la coagulation-floculation et décantation seul et l'UF seule. Cela indique que l'addition du coagulant avant l'ultrafiltration aboutit à une réduction supplémentaire du pouvoir de colmatage comparé à l'UF seule ou bien la coagulation-floculation -décantation seul.

Parmi les différents prétraitements, le couplage de la coagulation-floculation-décantation avec l'ultrafiltration (HC050) semble permettre une meilleure réduction du MFI égale à $127,59 \text{ s/l}^2$; $258,63 \text{ s/l}^2$; respectivement pour les membranes de NF 270 et NF200.

III.3.2.Conclusion :

Selon la détermination du pouvoir de colmatage, évalué par la mesure du MFI, la coagulation floculation-décantation couplé avec l'ultrafiltration (HC050) permet une réduction significative du MFI pour les deux membranes NF270 et NF200.

Si la turbidité a également très fortement diminuée, elle est passée de 0,18 à $< 0,05 \text{ NTU}$ et la conductivité de l'eau a baissée suffisamment pour considérer cette eau comme potable pour le seul critère de la salinité totale (salinité initiale 3 g/l, après NF200 est égale à 0,9 g/l).

Le colmatage de la membrane de Nanofiltration est observé au cours de la filtration. La surface de la membrane est recouverte par des espèces colmatantes, particulièrement par des cristaux de différents sels. La précipitation des sels s'effectue au cours de la filtration puisque la concentration en sels augmente au fur et à mesure que le perméat est produit.

Quel que soit le procédé de prétraitement utilisé, la Nanofiltration permet d'obtenir :

- (i) une faible concentration de la turbidité en sortie (Turbidité = NTU).
- (ii) une rétention en sels supérieure à 90 %. Une augmentation de cette rétention en sels est observée lorsque la pression augmente.

Si l'on compare entre les différents prétraitements, nous n'observons aucun effet de ces prétraitements sur les performances de la membrane de Nanofiltration, en termes de rétention, ce qui n'est pas surprenant, mais en termes de colmatage , on a observé une évolution de l'indice de colmatage, et après un couplage de la coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC050) semble permettre une meilleure réduction du MFI égale à $127,59 \text{ s/l}^2$; $258,63 \text{ s/l}^2$; pour les membranes de NF 270 et NF200 respectivement.

Ceci est probablement lié à la très faible teneur en turbidité due à la fois au prétraitement lui-même. Des expériences à plus long terme, et en mode de filtration tangentielle devraient être menées afin d'évaluer de façon plus pertinente l'efficacité de ces prétraitements.

Conclusion générale

Conclusion générale :

Aujourd'hui, la production de l'eau potable est devenue un souci mondial; pour beaucoup de communautés, la croissance démographique et la demande projetées dépassent les ressources en eau disponibles conventionnelles.

Le dessalement des eaux de mer peut faire face à la problématique de pénurie d'eau qui menace certains pays. Dans plusieurs régions, l'accroissement de la demande en eau potable conduit les gestionnaires de l'eau à se tourner vers des ressources d'eau saumâtre pour la production d'eau potable. L'osmose inverse (OI) est largement utilisée dans le dessalement d'eau saumâtre. Mais le grand problème des membranes d'OI est leur hypersensibilité au colmatage ; d'où un prétraitement est nécessaire.

La nanofiltration peut être utilisée pour la déminéralisation partielle et / ou sélective de l'eau saumâtre, et est plus appropriée pour produire de l'eau potable directement sans nécessiter de reminéralisation par rapport à l'eau osmosée.

Nos objectifs de cette thèse étaient:

- La comparaison entre les différents procédés du prétraitement des eaux faiblement saumâtres ;
- Etude de l'influence de ces prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire.

Dans la première partie ; on a étudié expérimentalement les différentes procédés de prétraitement de l'eau faiblement saumâtre.

D'abord, des expériences de Jar-test ont été fait pour évaluer l'efficacité de la coagulation du l'alun, chitosane et cactus pour éliminer la turbidité de l'eau saumâtre ($C_{NaCl}=3g/l$) (la solution N°1 :53,5 NTU ; la solution N°2 :10,3 NTU et la solution N°3 : 5,1 NTU). La dose de coagulant optimale pour la solution N°1 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 1,5 ; 22 et 54 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour le chitosane et le cactus et 7,6 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (97,90%) par rapport au cactus (97,49%) et l'alun (96,71%). La dose de coagulant optimale pour la solution N°2 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 2,5 ; 20 et 46 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour

le chitosane et le cactus et 7,6 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (97,86 %) par rapport au cactus (93,69 %) et l'alun (95,63%).

La dose de coagulant optimale pour la solution N°3 testée dans cette étude basée sur la turbidité de l'eau décantée était respectivement de 4 ; 24 et 40 mg/l pour le chitosane, le cactus et l'alun. Le pH optimal trouvé pour la coagulation pour éliminer la turbidité de l'eau décantée était de 7,0 pour le chitosane et le cactus et 7,2 pour l'alun. La coagulation maximale de la turbidité a été atteinte par le chitosane (79,80%) par rapport au cactus (78,04 %) et l'alun (67,65%).

D'après nos résultats, on peut conclure que les poudres de cactus et de chitosane sont très efficaces pour éliminer la turbidité de l'eau saumâtre. Donc on peut conclure qu'il est possible de remplacer l'alun par les deux coagulants naturels (le chitosane ou le cactus) pour l'élimination de la turbidité des eaux saumâtres. Aujourd'hui, l'utilisation de coagulants naturels n'est pas considérée comme appropriée en raison de considérations sanitaires et économiques; il pourrait être plus rentable pour le traitement de l'eau en général, et de l'eau saumâtre en particulier, dans les pays africains où la situation économique est sombre.

Ainsi, une étude de la filtration frontale a été faite par des membranes d'ultrafiltration seule (UH050 et HC030) avec la solution N°3. Nos résultats montrent qu'ils :

- La perméabilité hydraulique de l'eau distillé a donné une valeur de $164 \text{ l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$; $149 \text{ l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$ pour une membrane d'UF HC030 et UH050, respectivement.
- Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ $2639,4 \text{ s/l}^2$; $2498,8 \text{ s/l}^2$ pour les membranes d'UF HC030 et UH050, respectivement.
- Une diminution de la turbidité est passée de 53.5 NTU à 1,35 NTU et à 1,78 NTU ; pour les membranes d'UF HC030 et UH050, respectivement.

Ensuite, un prétraitement par couplage (CFD-UF) a été faite avec la solution N°3 ; Concernant ce procédé hybride, nos résultats montrent qu'ils permettent :

- Un indice de colmatage de type « gâteau » (MFI) a été calculé, il est d'environ $1287,3 \text{ s/l}^2$; $1338,3 \text{ s/l}^2$ pour les membranes d'UF HC030 et UH050, respectivement.

- Une diminution de la turbidité est passée de 53.5 NTU à 0,18 NTU et à 0,56 NTU ; pour les membranes d'UF HC030 et UH050, respectivement.

L'effet de la coagulation-floculation avant l'étape d'ultrafiltration est traduite sur la diminution de la turbidité de perméat, elle est passée de 53.5 NTU à 0,18 NTU pour la membrane HC030 ; et de 53.5 NTU à 0,56 NTU pour la membrane UH050 ; et sur la réduction importante du colmatage qui devient inférieur à celui de l'ultrafiltration seule. Ceci est dû au fait qu'une partie des matières organiques a été piégée par des floccs de coagulants, conduisant à une faible adsorption, un blocage des pores de la membrane négligeable par les colloïdes et matières organiques sur la membrane, et une diminution de la modification des propriétés de surface de la membrane. Par contre la conductivité de l'eau n'a pas fortement baissée, une valeur diminuée de 6325 $\mu\text{s}/\text{cm}$ à 4844 $\mu\text{s}/\text{cm}$ pour la membrane HC030 et de 6325 $\mu\text{s}/\text{cm}$ à 5034 $\mu\text{s}/\text{cm}$ pour la membrane UH050.

Dans la deuxième partie on a étudié l'influence de procédés de prétraitements sur le colmatage d'une membrane de nanofiltration, à l'échelle du laboratoire. Les membranes de nanofiltration, modèle DOW NF270 en polyamide et DOW NF200 en Poly piperazineamide sulfonated ont été utilisées.

Quel que soit le procédé de prétraitement utilisé, la Nanofiltration permet d'obtenir :

- (i) une faible concentration de la turbidité en sortie (Turbidité = NTU).
- (ii) une rétention en sels supérieure à 90 %. Une augmentation de cette rétention en sels est observée lorsque la pression augmente.

Si l'on compare entre les différents prétraitements, nous n'observons aucun effet de ces prétraitements sur les performances de la membrane de Nanofiltration, en termes de rétention, ce qui n'est pas surprenant, mais en termes de colmatage, on a bien observé une évolution de l'indice de colmatage, et après un couplage de la coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC050) semble permettre une meilleure réduction du MFI égale à 127,59 $\text{s}/^2$; 258,63 s/l^2 ; pour les membranes de NF 270 et NF200 respectivement.

Perspectives

Perspectives :

Pour conclure, je voudrais souligner que le sujet de la thèse est en cours et très intéressant, il montre l'utilisation potentielle des coagulants naturels pour l'élimination des matières en suspension de l'eau saumâtre. Le chitosane et le cactus ont été utilisés comme coagulants naturels disponibles, il réduit la turbidité de l'eau saumâtre. Très remarquable est la possibilité d'utilisation pratique des coagulants naturels dans les processus de prétraitement de l'eau saumâtre en raison des grands avantages environnementaux et le règlement biodégradable créé. Malheureusement, en raison de la conduite de l'expérience en utilisant l'eau préparée, il pourrait être impossible de transférer les résultats à une grande échelle.

Notre étude montre l'intérêt potentiel de procédés du prétraitement avant osmose inverse, et en particulier le procédé « la coagulation-floculation –décantation couplé à l'ultrafiltration ». Elle apporte des connaissances originales sur les interactions matières en suspension/membrane d'UF en présence de coagulant et sur le mécanisme de colmatage associé.

Il ne fait aucun doute que dans un proche avenir, la nanofiltration (NF) jouera un rôle central dans la propagation du succès du dessalement de l'eau saumâtre.

L'encrassement est un phénomène inévitable dans la plupart (sinon la totalité) du processus de filtration sur membrane. On sait qu'il influence fortement non seulement la production d'eau potable mais aussi l'efficacité d'élimination des membranes. De nombreuses investigations dédiées ont été consacrées à l'étude des effets d'encrassement sur les performances des membranes OI. Cependant, les études portant sur les problèmes particuliers liés à la NF restent très rares. Par conséquent, l'étude élucidant la tendance à l'encrassement des deux membranes donnera des résultats intéressants

Cependant, plusieurs études restent à explorer :

- Il serait également intéressant d'observer au MEB (Autopsie) les échantillons des membranes testées ;
- La détermination de l'influence des différents prétraitements sur les performances de la membrane d'osmose inverse pourrait alors être effectuée

pour les mêmes conditions opératoires que pour des installations de dessalement réelles, c'est-à-dire, à une pression transmembranaire élevée et une filtration en mode tangentiel.

- L'étude a été réalisée à l'échelle du laboratoire. Il serait intéressant d'effectuer les mêmes tests sur des pilotes à grande échelle, avec un couplage avec la nanofiltration et sur le long terme. Ceci permettrait d'observer la modification des mécanismes de colmatage d'ultrafiltration et de nanofiltration sur le long terme.

Références bibliographiques

Référence bibliographique :

- Abdessemed D., Nezzal G. Treatment of primary effluent by coagulation–adsorption–ultrafiltration for reuse, *Desalination* 152 (2003):367- 373.
- Abid A., Zouhri A., Ider A. Utilisation d'un nouveau bio-floculant extrait de cactus marocain dans le traitement des rejets chargés de chrome (VI) par le procédé de coagulation floculation ; *Afrique SCIENCE* ; 5 (2009) :25-35.
- Abouzaid A., Mouzdahir A., Rumeau M. Etude de la rétention des sels monovalents et bivalents par Nanofiltration, *Comptes Rendus de Chimie*, 6 (2003) : 431- 436.
- Ahmad A.L., Sumathi S., Hameed B.H. Coagulation of residue oil and suspended solid in palm oil mill effluent by chitosan, alum and PAC, *Chem. Eng. J.*, 118 (2006): 99-105.
- Ahmed G.E and Schmid J. Feasibility study of brackish water desalination in the Egyptian deserts and rural regions using PV systems. *Energy Conversion and Management*, 43(2002):2641-2649.
- Aimar P., Bacchin P., Maurel A., Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) - Aspects théoriques : perméabilité et sélectivité, référence J2790 (2010). *Techniques de l'ingénieur*.
- Al-Amoudi A and Lovitt R. Fouling strategies and the cleaning system of NF membranes and factors affecting cleaning efficiency. *Journal of Membrane Science* 303(2007):4-28.
- Al-Subaie Z.K. Precise way to select a desalination technology, *Desalination*, 206 (2007):29-35.
- Altaher H. The use of chitosan as a coagulant in the pre-treatment of turbid sea water; *Journal of Hazardous Materials*; 233–234(2012): 97-102
- Amirtharajah A., O'Mella C.R. (1990). Coagulation Processes: Destabilization, Mixing, and Flocculation. Chapitre 4 dans "Water quality and Treatment": a Handbook of Community Water Supplies. A WWA. 4^{eme} edition, 69-365.
- Ashoka G., Fereidoon S. Use of chitosan for the removal of metal ion contaminants and proteins from water; *Food Chemistry*. 104(2007): 989-996.
- ASTM (American Society for testing and materials) D4189-95 (2002): Standard Test Method for Silt Density Index (SDI) of Water.
- Aweng E.R., Anwar A.I., Siti Rafiqah M.I., Suhaimi O. *Cassia alata* as a potential coagulant in water treatment. *Research Journal of Recent Sciences* 1(2012): 28-33.
- AWWA, Water Quality and treatment, 4th Edition, McGraw-Hill Co; New York. 1990.
- Ayekoe C.Y.P., Robert D., Lanciné D.G. Combination of coagulation-flocculation and heterogeneous photocatalysis for improving the removal of humic substances in real treated water from Agbô River (Ivory-Coast), *Catalysis Today*, 281 (2016): 2-13.
- BABU R., Chaudhuri M. Home water treatment by direct filtration with natural coagulant. *Journal of Water and Health*, 03 (2005):27-30.
- Baker R.W., *Membrane Technology and Applications*, 3 ed., Wiley (2012).
- Balannec B., Vourch M., Rabiller-Baudry M., Chaufer B. Comparative study of different nanofiltration and reverse osmosis membranes for dairy effluent treatment by dead-end filtration *Separation and Purification Technology*, 42 (2005) : 195-200.
- Bannoud A.H. Elimination de la dureté et des sulfates contenus dans les eaux par nanofiltration, *Desalination*, 137(2001): 133-139.
- Basile A., Charcosset C., *Integrated Membrane Systems and Processes*. Edition Wiley ;2016.(<https://www.amazon.com/Integrated-Membrane-Systems-Processes-Angelo/dp/1118739086>)

- Bawa LM., Djane'ye'-Boundjou G., Soule'mane AG., Kpe'kpassi L. Etude de la clarification d'une eau de surface par une substance naturelle (les extraits aqueux de *Moringa oleifera* Lam): Influence sur la demande en chlore, *Phys. Chem. News.* 42 (2008): 133-138.
- Bayramoglu M., Eyvaz M. Treatment of the textile wastewater by electrocoagulation, *Chem. Eng. J.* 128 (2007):155-161.
- Bechac J.P., Boutin P., Mercier B., Nuer P., *Traitement des eaux usées.* Edition Eyrolles ; 1987.
- Beltrán Heredia J., Sánchez Martín J. Removing heavy metals from polluted surface water with a tannin-based flocculent agent. *J Hazard Mater*, 2008, 165(1-3): 1215-1218.
- Beltrán-Heredia J., Sánchez-Martín J., -Hernández C. Removal of sodium dodecyl benzene sulfonate from water by means of a new tannin-based coagulant: optimization studies through design of experiments. *Chem Eng J* 153(2009):56-61.
- Beltrán-Heredia J., Sánchez-Martín J., Delgado-Regalado A. A Removal of dyes by *Moringa Oleifera* seed extract, Study through response surface methodology, *J Chem. Technology Biotechnology* ; 8 (2011): 1653-1659.
- Benefield L.D., Judkins J.F., Weand B.L. *Process chemistry for water and wastewater treatment.* Prentice-Hall; 1982.
- BenNasr A., Charcosset C., BenAmar R., Walha K. Defluoridation of water by nanofiltration; *Journal of Fluorine Chemistry*; 150 (2013): 92-97.
- Bensaid J. Contribution à la dépollution des eaux usées par Electrocoagulation et par Adsorption sur des Hydroxydes d'Aluminium; Thèse De Doctorat D'état; Université Mohammed V -- AGDAL, Maroc, 2009.
- Bes-Piá A., Iborra-Clar M.I., Iborra-Clar A., Mendoza-Roca J.A., Cuartas-Urbe B. and Alcaina-Miranda M.I. Nanofiltration of textile industry wastewater using a physicochemical process as a pre-treatment, *Desalination*, 178(2005): 343-349.
- Bikai J. Etude l'évolution des propriétés de surface d'un matériau minéral à porosité contrôlée lors de sa mise en œuvre dans des tests d'ultrafiltration et de nanofiltration. Thèse De Doctorat ; Université De Haute-Alsace, France, 2015.
- Bina B., Mehdinejad M. H., Nikaeen M., Movahedian Attar H. Effectiveness of chitosan as natural coagulant aid in treating turbid waters. *Iran. J. Environ. Health. Sci. Eng.*, 6(2009): 247-252
- Bindra S.P et Abosh W., Recent developments in water desalination, *Desalination*, 136(2001): 49 -56.
- Blackwell J. Chitin in : *Biopolymers.* Walton A.G., Blackwel J. eds. New York: Academic Press, (1973): 474-489
- Boerlagea S.F.E., Maria K., Zeyad T., RuebanDe F., Jan C.S. Development of the MFI-UF in constant flux filtration, *Desalination*; 161(2004): 103-113.
- Bolto B. and Gregory J. Organic polyelectrolytes in water treatment, *Water Research*, 41 (2007): 2301-2324.
- Bonnely V, Exploitation de ressources d'eau saumâtre pour la production d'eau potable: Exemple de l'installation de Wadi Ma'in, Zara, et Mujib, Jordanie, *HTE Rev.* 142 (2009) 59-63.
- Boussu K., Zhang Y., Cocquyt J., Van der Meeren P., Volodin A., Van Haesendonck C., Martens J.A., Van der Bruggen B. Characterization of polymeric Nanofiltration membranes for systematic analysis of membrane performance, *Journal of Membrane Science*, 278 (2006): 418-427.
- Bratby J. *Coagulation and Flocculation in Water and Wastewater Treatment.* IWA Publishing, London, U.K. 2006.

- Braul L., Viraraghavan T., Corkal D. Cold water effects on enhanced coagulation of High DCO, low turbidity water Qual.Res.J.Canada . 36 (2001):701-717.
- Bredee H.L., Hermans P.H. Principles of the mathematical treatment of constant-pressure filtration. Journal of Society of Chemical Industry, 55 (1936) : 1–11 ; In : Collet Gaëlle ; Étude et modélisation du colmatage de membrane d'ultrafiltration par des suspensions de matières organiques et de particules minérales ; Thèse de Doctorat ; Université de Poitiers ; France ; 2013.
- Brehant A., Bonnelye V., Perez M., Comparison of MF/UF pretreatment with conventional filtration prior to RO membranes for surface seawater desalination. *Desalination*; 144 (2002): 353-360.
- Bremere I., Kennedy M., Stikker A. and Schippers J. How water scarcity will affect the growth in the desalination market in the coming 25 years, *Desalination*, 138(2001):7-15.
- Budd G.C., Hess A.F., Shorney-Darby H., Neemann J.J., Spencer C.M., Bellamy J.D., Hargette P.H. Coagulation Applications for New Treatment Goals. J. Am. Water Works Assoc. 96 (2004): 102-113.
- Budd P.M., McKeown N.B., Ghanem B.S., Msayib K.J., Fritsch D., Starannikova L., Belov N., Sanfirova O., Yampolskii Y., Shantarovich V. Gas permeation parameters and other physicochemical properties of a polymer of intrinsic microporosity: Polybenzodioxane PIM-1, *Journal of Membrane Science*, 325 (2008): 851-860.
- Buffle J., Wilkinson K. J., Fillella M., Zang J. A generalized description of aquatic colloidal interactions: the three-colloidal component approach. *Environmental Science & Technology*, 32(1998): 2887-2899.
- Burba P., Aster B., Nifant'eva T., Shkinev V., Spivakov B.Y., Membrane filtration studies of aquatic humic substances and their metal species: a concise overview: Part 1. Analytical fractionation by means of sequential-stage ultrafiltration, *Talanta*, 45 (1998): 977-988.
- Camp T.R., Rost D.K., Bhosta B.V. Effects of temperature on the rate of floc formation, *Journal A mA*. 32 (1940): 3-92.
- Canizares P., Jimenez C., Martinez F., Rodrigo M.A., Sa´ez C. The pH as a key parameter in the choice between coagulation and electrocoagulation for the treatment of wastewaters, *J. Hazard. Mater.* 163 (2009): 158-164.
- Cárdenas A., Higuera-Ciapara I., Goycoolea F., Rheology and Aggregation of *Cactus (Opuntia ficus-indica)* Mucilage in Solution. *Journal of the Professional Association Cactus Development*. 2 (1997):152–159.
- Cardot C., Les Traitements de l'eau. procédés Physico-Chimiques et Biologiques (Water Treatments. Physicochemical and Biological Processes), Ellipses Edition Marketing, SA, 1999.
- Carrier X., Marceau E., Lambert J.F., Chie M. Transformation of alumina in aqueous suspension: Alumina chemical weathering studied as a function of pH, *Colloid Interface Sci. J.* 308 (2007): 689-698.
- Chatkaew T., Procédés Hybrides a Membranes pour le Prétraitement d'eau de mer Avant Dessalement par Osmose Inverse Thèse de Doctorat, Université de Toulouse, France, 2009.
- Cheryan M., Ultrafiltration and microfiltration handbook, Taylor & Francis; CRC Press. 1998.
- Chevereau E., Zouaoui N., Limousy L., Dutournié P., Déon S., Bourseau P. Surface properties of ceramic ultrafiltration TiO₂ membranes: Effects of surface equilibriums on salt retention, *Desalination*, 255 (2010) 1-8.
- Childress A.E and Elimelech M., Relating Nanofiltration membrane performance to membrane charge (Electrokinetic) characteristics, *Environment Science and technology*, 34 (2000): 3710-3716.

- Cho J., Amy G., Pellegrino J., Yoon Y. Characterization of clean and natural organic matter (NO M) fouled NF and UF membranes, and foulants characterization, *Desalination* 118 (1998): 101-108.
- Choy S.Y., Prasad K. M. N., Wu T.Y., Ramanan R. N. A review on common vegetables and legumes as promising plant-based natural coagulants in water clarification; *Int. J. Environ. Sci. Technol.* (2015) 12:367-390
- Chun Yang Y., Abdul-Talib S., Ying Pei L., Nizan Ismail M.S., Aisah Abd-Razak S.N., Mohd- Mohtar A.M. A study on cactus opuntia as natural coagulant in turbid water treatment, *CSSR 06 '07*, 1-7, 2008.
- Collet G. Étude et modélisation du colmatage de membrane d'ultrafiltration par des suspensions de matières organiques et de particules minérales ; Thèse de Doctorat ; Université de Poitiers ; France ; 2013.
- Corbitt A. *Standard Handbook of Environmental Engineering*, second edition, McGraw-Hill, 1999.
- Crini G., Guibal E., Morcellet M., Torri G., Badot P.-M. chitine et chitosane; préparation, propriétés et principales applications (chitin and chitosan; preparation, properties and main applications). In G. Crini, P.M. Badot, E. Guibal, Chitine et chitosane. Du biopolymère à l'application (Chitin and chitosan. Of the biopolymer to the application), Press Universitaires de Franche-comté, (2009): 19-54.
- Dach H.; Comparaison des opérations de Nanofiltration et d'osmose inverse pour le dessalement sélectif des eaux saumâtres : de l'échelle du laboratoire au pilote industriel ; Thèse de Doctorat ; Université d'Angers, France ,2008.
- DEGRÉMONT. *Mémento technique de l'eau*. 9 éditions, 1988.
- Derjaguin B.V. and Landau L.D. Theory of the stability of strongly charged lyophobic sols and of the adhesion of strongly charged particles in solutions of electrolytes. *Acta. Physicochim* ; 14 (1941): 633-662.
- Desjardins C. Simulation et étude en laboratoire de la floculation lestée (actiflo) à l'aide d'une procédure modifiée de jar test ; Ecole Polytechnique Montréal ; Du Diplôme De Maîtrise En Sciences Appliquées ; 1999.
- Diaz A.N., Rincon A., Escorihuela N., Fernandez E., Chacin C.F., Forster A. Preliminary evaluation of turbidity removal by natural coagulants indigenous to Venezuela . *Process Biochemistry* 35 (1999):391-395.
- Dickinson E. and Eriksson L. Particle flocculation by adsorbing polymers. *Advances in Colloid and Interface Science*, 34(1991): 1-29.
- Divakaran R., Pillai V.N., Flocculation of river silt using chitosan, *Water. Res.*, 36 (2002): 2414-2418.
- DOW, FILMTEC reverse osmosis membranes technical manual, DOW water & process solutions; 2008.
- El Azhar F., Elamrani M., Taky M., Hafsi M., Elmidaoui A. Performances of Nanofiltration and reverse osmosis membranes in desalination of M'nasra Brackish water: Comparison under running conditions. *International Journal of Environmental Sciences* ; 3 (2013): 2139-2150.
- EL Harrak N., Elazhar F., Belhamidi S., Elazhar M., Touir J., Elmidaoui A. Comparaison des performances des deux procédés membranaires: la Nanofiltration et de l'Osmose inverse dans le Dessalement des eaux saumâtres . *J. Mater. Environ. Sci.* 6 (2015) : 383-390.
- Elis H. and Widiadnyana W.M. a study of brackish water membrane with ultrafiltration pretreatment in indonesia's coastal area; *Journal of Urban and Environmental Engineering*, 6(2012):10-17.

- Eman N. A., Suleyman A. M., Hamzah M. S., Mohd Ramlan M. S., Zahangir M.A. Moringa Oleifera Seeds As Natural Coagulant For Water Treatment. Thirteenth International Water Technology Conference, IWTC 13, Hurghada, Egypt, 2009.
- Fane A.G., Awang A.R. , Bolko M., Macoun R., Schofield R., Shen Y.R., Zha F. Metal recovery from wastewater using membranes. *Water Science Technology* 25(1992): 5-18.
- Fell C.J.D. Reverse Osmosis in: Membrane Separations Technology. Principles and applications. Noble R. D., Stern S. A. New York, Elsevier: (1995):113-142.
- Flemming H.C., Schaule G., Griebe T., Schmitt J., Tamachkiarowa A. Biofouling-the Achilles heel of membrane processes. *Desalination* 113(1997):215-225.
- Folkard G.K, Sutherland J., Shaw R. Water clarification using *Moringa oleifera* seed coagulant. On Electronic products: <http://www.lboro.ac.uk/well/resources/technical-briefs/60>, 2000
- Frederick Pontius W. Chitosan as a drinking water treatment coagulant, *Amer. J. Civil Eng.*, 4 (2016): 205-215.
- Gaid K et Yvan T. Le dessalement des eaux par osmose inverse: l'expérience de Véolia Water, *Desalination* 203(2007) :1-14.
- Gallard H. and Gunten U.V. Chlorination of natural organic matter: kinetics of chlorination and of THM formation, *Water Res.* 36 (2002): 65-74.
- Gao, Y.X, and Chen Y.H, the latest development in Japan for NF, low pressure RO membranes and their application, *Membrane science and technology*, 18 (1998): 11-18.
- Ghorban A., Mohammadi Abdolmotaleb S., Ghodrati Allah R., Zahra S., Jamal M., Mehrdad S., Electrocoagulation (Ec) And Electrocoagulation/Flotation (Ecf) processes for removing high turbidity from surface water using Al and Fe electrodes, *Water Wastewater J.*, 24 (2013):62-69.
- Gozávez-Zafrilla J.M., Sanz-Escribano D., Lora-García J. and León Hidalgo M.C. Nanofiltration of secondary effluent for wastewater reuse in the textile industry, *Desalination*, 222 (2008) : 272-279.
- Greenlee F.L.F., Lawler D.F., Freeman B.D., Marrot B., Moulin P., Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges, *Water Res.*, 43 (2009): 2317-2348.
- Guillem G.O. Optimization of ultrafiltration membrane cleaning processes. Pretreatment for reverse osmosis in seawater desalination plants; Thèse de Doctorat; Université Rovira i Virgili; Espagne;2013.
- Habarou H. Suivi et caractérisation du colmatage par les matières organiques naturelles des membranes de microfiltration et d'ultrafiltration : application à la production d'eau potable, Thèse, Université de Poitiers, 2004.
- Habibi Y., Contribution à l'Etude Morphologique, Ultra Structurale et Chimique de la Figue de Barbarie, les Polysaccharides Pariétaux: Caractérisation et Modification Chimique, thèse de doctorat, université de Joseph Fourier; France; 2004.
- Haddada R., Ferjani E., Roudesli M.S. and Deratani A. Properties of cellulose acetate nanofiltration membranes: application to brackish water desalination, *Desalination*,167 (2004): 403- 409.
- Haddada R., Ferjani E., Roudesli M.S., Deratani A. Properties of cellulose acetate nanofiltration membranes: application to brackish water desalination, *Desalination*, 167 (2004) : 403- 409.
- Hanson A.T., Cleasby I.L. The effects of temperature on turbulent flocculation: Fluid dynamics and chemistry, *Water* 80 (1990):56-73.
- Hassan A.M., Al-Sofi M. A.K., Al-Amoudi A.S., Jamaluddin A. T.M., Farooque A.M., Rowaili A., Dalvi A.G.I., Kither N.M., Mustafa G.M. et Al-tisan I.A.R. A new approach to membrane and

- thermal seawater desalination processes using nanofiltration membranes (Part 1), *Desalination*, 118 (1998): 35-51.
- Hassan M.N., Vivek S., Unnisa S.A. Purification of turbid water with *Pisum sativum* seeds and solar energy. *International Journal of green and Herbal Chemistry* ; 1(2012) : 296-301.
 - Hirose. M., Itoh, H. and Minamizaki, Y., *Proceedings of the international congress on membranes and membrane process, Japan, 18- 23 (1996): 178-179.*
 - Hoffer L., Schwinn H., Biesert L., Josic D. Improved virus safety and purity of a chromatographically produced factor-IX concentrate by nanofiltration. *Journal of Chromatography B-Biological Applications*, 669 (1995):187-196.
<http://www.intechopen.com/books/expanding-issues-in-desalination/pretreatment-for-reverse-osmosis-systems>
<http://www.intechopen.com/books/expanding-issues-in-desalination/pretreatment-for-reverse-osmosis-systems>
 - Huang C., Chen S., Ruhsing Pan J. Optimal condition for modification of chitosan: a biopolymer for coagulation of colloidal particles, *Water Res.*, 34(2000): 1057-1062.
 - Huang C., Chen Y. Coagulation of colloidal particles in water by chitosan, *J. Chemical Technol. Biotechnol.*, 66 (1996): 227-634.
 - Hudson S.M., Jenkins D.W. *Chitin and Chitosan in : EPST . Mark HF , ed . New York : Wiley, 2003.*
 - International Desalination Association, *The IDA Desalination Yearbook, 2014-2015.*
 - International Desalination Association, *The IDA Desalination Yearbook, 2016-2017.*
 - Ismail K. and Dincer T. Effects of operating conditions on the salt rejection of nanofiltration membranes in reactive dye/salt mixtures *Separation and Purification Technology*; 33 (2003): 283-294.
 - Jadhav M.V. and Mahajan Y. S. Consequences of Residual Aluminium from Alum Coagulant on Humans”, *International Journal of Research in Chemistry and Environment. Vol. 1 (2011):22-27.*
 - Jaffrin M.Y., Ding L.H., Couvreur Ch., Khari P., Effect of ethanol on ultrafiltration of bovine albumin solutions with organic membranes, In: *Journal of Membrane Science* 124 (1997):233-241.
 - Jegatheesan V., Lamsal P.R., Visvanathan C., Ngo H.H., Shu L. Effects of natural organic compounds on the removal of organic carbon in coagulation and flocculation processes. *Water Sci Technol Water Supply* 2 (2002): 473-479.
 - Jian-Jun Q., Maung H., Kiran A.K., Frans K., Peter M. Impact of coagulation pH on enhanced removal of natural organic matter in treatment of reservoir water. 49 (2006): 295-298.
 - Jill R.P., Chihpin H., Shuchuan C., Ying-Chien C. Evaluation of a modified chitosan biopolymer for coagulation of colloidal particles, *Coll. Surf. Physicochem. Eng. Asp.*, 147 (1999):359-364.
 - Jiménez B., Kim I.S., Ng H.Y., Gray S. Editorial. *J. Water Reuse Desalin.* 2011, 1, 1.
 - Jintang D., Yichang P., Federico P., Eric L., Zhiping L., Ingo P. High-performance polyamide thin-film-nanocomposite reverse osmosis membranes containing hydrophobic zeolitic imidazolate framework-8. *Journal of Membrane Science*; 476 (2015): 303-310
 - Joy P.P., Thomas J., Mathew S., Skaria B.P. *Medicinal plants. Kerala Agricultural University, Naya Prokash, Calcutta, 1998.*
 - Julien R. Etude de la coagulation-flocculation-décantation d'une eau colorée froide de faible alcalinité. Mémoire de maîtrise - Département de Génie Civil, Ecole Polytechnique de Montréal, 1983.
 - Kadouche S. Utilisation des Biomateriaux dans le traitement des eaux; Thèse De Doctorat ; Université de Mouloud Mammer à Tizi Ouzou ; Algerie ; 2013.

- Kaushik N. Membrane Separation Processes; Second Eddition, PHI Learning Private. Limited, 2017.
- Kecili K. Etude et caractérisation de membranes synthétiques organiques immergées de microfiltration (MF) et d'ultrafiltration (UF) employées pour la production d'eau destinée à la consommation humaine : Intensification des opérations de déconditionnement et de nettoyage ; Thèse de Doctorat ; Université Paris VI ; 2006.
- Khirani S., Aim R.B., Manero M.H. Improving of the Modified Fouling Index using nanofiltration membranes (NF- MFI), *Desalination* ; 191 (2006) :1-7.
- Kobayashi T., Hosaka Y., Fujii N. Ultrasound-enhanced membrane-cleaning process applied water treatments: influence of sonic frequency on filtration treatments, *Ultrasonics*; 41 (2002):185-190.
- Kosutic, K., Dolar, D. and Kunst, B., On experimental parameters characterizing the reverse osmosis and nanofiltration membranes' active layer, *Journal of Membrane Science*, 282 (2006): 109-114.
- Krieg H.M., Modise S.J., Keizer K., Neomagus H.W.J.P. Salt rejection in nanofiltration for single and binary salt mixtures in view of sulfates removal, *Desalination*, 171(2004): 205-215.
- Labba O., Chang L., Tzyy H.C., John H., Lienhard V. Fundamentals of low-pressure nanofiltration: Membrane characterization, modeling, and understanding the multi-ionic interactions in water softening *Journal of Membrane Science* ; 521 (2017): 18-32.
- Laborie S. Décolmatage de membranes d'ultrafiltration par un écoulement intermittent gaz-liquide – Application à la production d'eau potable, thèse INSA de Toulouse, 1998.
- Lakhdari B. Effet de la coagulation floculation sur la qualité des eaux épurées de la STEP de Ain El Houtz ; Mémoire Magister, Université Tlemcen ; 2011.
- Lamrini B., Benhammou A., Le Lann M.-V., Karama A. A neural software sensor for online prediction of coagulant dosage in a drinking water treatment plant, *Trans. Inst. Meas. Control* 27 (2005):195-213.
- Lauren F., Greenleea D.F., Lawlerb B.D., Freemana B.M., Philippe M., Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges. *Water research journal*. 43 (2009): 2317-2348.
- Le Roux I., Krieg H.M., Yeates C.A., Breytenbach J.C. Use of chitosan as an antifouling agent in a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 248 (2005):127-136.
- Lee J.F., Liao P.M., Tseng D.H., Wen P.T. Behavior of organic polymers in drinking water purification. *Chemosphere*; 37 (1998): 1045-1061.
- Lei G., Ma J., Guan X., Song A., Cui Y. Effect of basicity on coagulation performance of polyferric chloride applied in eutrophicated raw water Guoyuan. *Desalination*, 247(2009): 518-529.
- Letterman R.D., Amirharajah A., O'Melia C.R. Coagulation and flocculation. In water quality and treatment, A Handbook of community water supplies, 5th ed., Letterman, R.D.; McGraw-Hill, Inc, 1999.
- Li J., Sanderson R.D., Chai G.Y., Hallbauer D.K. Development of an ultrasonic technique for in situ investigating the properties of deposited protein during crossflow ultrafiltration, *J. Coll. Int. Sci.* 284 (2005): 228-238.
- Li Q., Kegley L. Assessing the effectiveness and environmental impacts of using natural flocculants to manage turbidity, Oregon Department of Transportation Research Unit, USA, 2005.
- Liew A.G., Noor M.J., Ng Y.M. Coagulation of turbid waters using extraction of long bean. *Malaysian Journal of Science*, 23 (2004):185-191.

- Liu C., Caothien S., Jennifer H., Tom C., Takehiko O., Takashi O. Membrane chemical cleaning: from art to science 25 ; 2001.
- Luo M and Wang Z. Complex fouling and cleaning-in-place of a reverse osmosis desalination system, *Desalination* 141 (2001):15-22.
- Mänttari, M., Pekuri, T., Nystrom, M. NF270 anew membrane having promising characteristics and being suitable for treatment of dilute effluents from the paper industry, *Journal of Membrane Science*, 242(2004):107-116.
- Martyn C.N., Barker D.J. P., Osmond C., Harris E.C., Edwardson J.A. Lacey R.F. "Geographical relation between Alzheimer's disease and aluminum in drinking water". *The Lancet*; 1(1989):59-62.
- Mathur N.K., Narang C.K. Chitin and Chitosan, versatile polysaccharides from marine animals. *J.chem.Educ.* 67 (1990):938-942.
- Maulding J.S., Harris R.H. Effect of ionic environment and temperature on the coagulation of color-causing organic compounds with ferric sulfate, *Am. Water Works Assoc. J.* 60 (1968):460-476.
- Maurel A., *Technique séparatives à membranes : Considérations théoriques*, *Technique de l'Ingénieur, traité Génie des procédés*, J2790.
- Maurel A. *Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce*, deuxième édition, Lavoisier , 2006.
- Maurel A. *Osmose inverse* in: *Les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire*. Daufin G., René F., Aimar P. Paris, Lavoisier - Tec & Doc: (1998) :68-85.
- Megersa M., Abebe B., Argaw A., Bizuneh W. The use of indigenous plant species for drinking water treatment in developing countries: A Review, *Journal of Biodiversity and Environmental Sciences (JBES)*; 5 (2014):269-281.
- Metcalf and Eddy, Inc. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw Hill, New York, 2003.
- Miller S.M., Fugate E.J., Craver V.O., Smith J.A., Zimmerman J.B. Toward understanding the efficacy and mechanism of *Opuntia* spp. as a natural coagulant for potential application in water treatment. *Environmental Science Technology*, 42 (2008): 4274-4279.
- Mirzaiy A., Takdastan A., Alavi N., Mohamadian H. Removal of turbidity, organic matter, coliform and heterotrophic bacteria by coagulants poly aluminium chloride from karoon river water in Iran, *Asian J. Chemistry*, 24(6) (2012): 2389-2393.
- Mohsen M.S., Jaber J.O., Afonso M. Desalination of brackish water by nanofiltration and reverse osmosis, *Desalination*, 157(2003): 167.
- Muyibi S.A., Noor M.J.M.M., Ding T.O., Khor W.K. "*Moringa oleifera* seeds as A flocculant in Waste Sludge Treatment". 58 (2001):185-195.
- Muzzarelli, R.A.A. Chitin in : *The polysaccharides*. Aspinall GO , ed , London: Academic Press 3, 417.
- Narkis N., Rebhun M. Flocculation in presence of organic macromolecules of natural water and secondary effluents, *Water Sci. Technol. J.* 36 (1997):85-91.
- Ndabigengesere A., Narasiah S.K., Talbot B.G. Active agents and mechanism of coagulation of turbid waters using *Moringa oleifera*. *Water Research*, 29 (1995):703-710.
- Nyström M., LindstromM., Matthiasson E. Streaming potential as a tool in the characterization of ultrafiltration membranes, *Colloids and Surfaces*, 36 (1989): 297-312.
- Onsoyen E., Skaugrud O.J., *Chem Technol Biotechnol* , 49 (1990) :395 ; in Kadouche S. *Utilisation des Biomateriaux dans le traitement des eaux*; These De Doctorat ; Université de Mouloud Mammer à Tizi Ouzou ;Algerie, 2013.

- Orooji N., Takdastan A., Eslami A., Kargari A., Raeesi G. Study of the chitosan performance in conjunction with polyaluminum chloride in removing turbidity from Ahvaz water treatment plant, *Desal. Water Treat.*, 57 (2015): 20332-20339.
- Ozacar M., Sengil A. Evaluation of tannin biopolymer as a coagulant aid for coagulation of colloidal particles. *Colloids and Surfaces A: Physicochem. Eng Aspects*, 229 (2003):85-96.
- Patale V., Pandya J. Mucilage extract of *Coccinia indica* fruit as coagulant-flocculent for turbid water treatment. *Asian Journal of Plant Science and Research* 2(2012): 442-445.
- Patel H., Vashi R.T. Comparison of naturally prepared coagulants for removal of COD and color from textile wastewater, *Global NEST J.*, 15 (2013): 522-528.
- Patabi S., Ramasami K., Selvam K., Swaminathan K. Influence of polyelectrolytes on sewage water treatment using inorganic coagulants. *Indian J. Environ.* 20 (2000): 499-507.
- Pearce GK., The case for UF/MF pretreatment to RO in seawater applications. *Desalination* 203 (2007):286-295.
- Pearce G. Introduction to membranes: Manufacturers comparison: Part 3, *Filtration and Separation*, 2007, 30-33.
- Pearce G.K. The case study of UF/MF pretreatment to RO in seawater applications, *Desalination* 203 (2007): 286-295.
- Plantier S. Procédé de prétraitement d'eau de mer avant osmose inverse en présence d'efflorescences algales ; Thèse de Doctorat ; l'Université de Nantes, Saint-Nazaire ; France ; 2013.
- Pontie M., Diawara C., Rumeau M., Aureau D., Hemmery P. Seawater nanofiltration (NF): fiction or reality? *Desalination*. 158 (2003): 277-280.
- Potts D.E., Ahlert R.C., Wang S.S. A critical review of fouling of RO membranes. *Desalination* 36 (1981):235-264
- Protima S., Mostafizur Rahman Md., Nusrat J.E., Moniruzzaman Md., Khabir Uddin Md. Potentiality of Tamarindus indica, Litchi chinensis and Dolichos lablab Seeds as Coagulant for the Removal of Turbidity of Surface water. *Jahangiragar University Environmental Bulletin*. 3 (2014):25-33.
- Pusino A., Micera G., Permolli A., Gessa C. Clay's clay minerals, 37 (1989):377.
- Qin C., Li H., Xiao Q., Liu Y., Zhu J., Du Y. Water-solubility of chitosan and its antimicrobial activity. *Carbohydrate Polymers*, 63 (2006): 367-374.
- Qureshi K., Bhatti I., Shaikh M.S. Development of Bio-coagulant from pit for the purification of turbid water. *Sindh University Research Journal (Science Series)* 43(2011): 105-110.
- Ramamurthy C., Maheswari M.U., Selvaganabathy N., Kumar S.M., Sujatha V., Thirunavukkarasu C. Evaluation of ecofriendly coagulant from *Trigonella foenum-graecum* seed. *Advances in Biological Chemistry* 2 (2012):58-63.
- Ramdani A., Deratani A., Taleb S. Étude comparative de la rétention des sels monovalents par nanofiltration : application à une eau naturelle ; *Revue des sciences de l'eau* ; 30 (2017) :65-69
- Ramesh R., Rachana A., Shankaraman C. Temperature effects on sieving characteristics of thin-film composite nanofiltration membranes: pore size distributions and transport parameters. *Journal of Membrane Science* ; 223 (2003): 69-87.
- Randtke S.J. Organic contaminant Removal by coagulation and related process combinations. *Journal of the American Water Association* 80 (1998): 40-56.
- Rautenbach R. and Gröschl A. Separation potential of nanofiltration membranes, *Desalination*, 77 (1990): 73-84.
- Ravi D., Pillai S.V.N. Flocculation of kaolinite suspensions in water by chitosan. *Water Research* 35 (2001): 3904-3908.

- Reardon R., DiGiano F., Aitken M., Paranjabe S., Kim J.H., Chang S.Y. Membrane treatment of secondary effluent for subsequent reuse, Water Environment Research Foundation Report, IWA Publishing; 2005.
- Remigy J.C. et Desclaux S. Filtration membranaire (OI, NF, UF): Présentation des membranes et modules, *Techniques de l'ingénieur*, J2791 (2007).
- Remize P.J., Laroche J.F., Leparc J., Schrotter J.C. A pilot-scale comparison of granular media filtration and low-pressure membrane filtration for seawater pretreatment, *Desalination and Water Treatment*, 5 (2009): 6-11.
- Renuka M.S., Binayke A., Jadhav M.V. Application of natural coagulants in water purification. *International Journal of Advanced Technology in Civil Engineering*; 2(2013): 118-123.
- Rezeg A., Achour S. Removal of aromatic organic acids by coagulation–flocculation with aluminum sulfate, *Larhyss* 4 (2005): 141-152.
- Ricrert D.A. and Hunter J.V. colloidal matter in waters and secondary effluents” *Journal WPCF*. 44 (1972): 134-139.
- Robert Y. N. Pretreatment for Reverse Osmosis Systems. Chapter from the book *Expanding Issues in Desalination*. 2011. Downloaded from:
- Rosa M.J and de Pinho M.N. The role of ultrafiltration and nanofiltration on the minimization of the environmental-impact of bleached pulp effluents, *Journal of Membrane Science*, 102 (1995):155-161.
- Roudman A.R., DiGiano F.A. Surface energy of experimental and commercial NF membranes: effects of wetting and NOM fouling. *Journal of Membrane Science* 175(2000):61-73
- Roussy J., Van Vooren M., Dempsey B., Guibal E. Influence of chitosan characteristics on the coagulation and the flocculation of bentonite suspensions. *Water. Res.* 39 (2005):3247-3258.
- Saboyainsta L.V., Maubois J.L. Current developments of microfiltration technology in the dairy industry, *Le Lait*, 80 (2000): 541-553.
- Sadhwani J.J and Veza J.M. Cleaning tests for seawater reverse osmosis membranes, *Desalination* 139 (2001): 177-182.
- Saidou N. Elimination partielle du fluor et de la salinité des eaux souterraines du bassin arachidier par Nanofiltration et par adsorption sur argile. Thèse De Doctorat ; Université Cheikh Anta Diop De Dakar, Sénégal, 2010.
- Santosh R. P., Veeriah J., Kanagaratnam B., Li S. Fouling in reverse osmosis (RO) membrane in water recovery from secondary effluent: a review. *Rev Environ Sci Biotechnol* 11(2012):125-145.
- Sarah M.M., Ezekiel J.F., Vinka Oyanedel C., James A.S., Julie B.Z. Toward understanding the efficacy and mechanism of *Opuntia* spp. as a natural coagulant for potential application in Water treatment. *Environmental Science and Technology* 42 (2008): 4274-4279.
- Schäfer A.I, Schwicker U., Fischer M.M., Fane A.G., Waite T.D. Microfiltration of colloids and natural organic matter, *Journal of Membrane Science*, 171 (2000): 151-172.
- Schäfer I.A and Richards B.S. Testing of a hybrid membrane system for groundwater desalination in an Australian national park, *Desalination*, 183(2005): 55-62.
- Schäfer I.A., Broeckmann A., Richards B.S. Renewable energy powered membrane technology. Development and characterization of a photovoltaic hybrid membrane system, *Environmental Science and Technology*, 41 (2007): 998-1003.
- Schäfer A.I., Fane A.G., Waite T.D. Nano-filtration of natural organic matter: removal, fouling and the influence of multivalent ions. *Desalination* 118 (1998):109-122.
- Schippers J.C. and Verdouw J. The modified fouling index, a method of determining the fouling characteristics of water, *Desalination* 32 (1980):137-148.

- Sciban M., Mirjana G.A., Mile T.K. Extraction and partial purification of coagulation active components from common bean seeds. *Acta Periodica Technologica* 37 (2006): 37-43.
- Seamonds A. *Desalination in 2008: Global Market Snapshot*; International Desalination Association (IDA): Topsfield, MA, USA, 2008. Available online: http://idadesal.org/wp-content/uploads/2008/10/2008ida-desalination_snapshot_october-2008.pdf (accessed on 20 May 2012).
- Selomulya C., Amal R., Bushell G., Waite T.D. Evidence of shear rate dependence on restructuring and breakup of latex aggregates, *J. Colloid Interf. Sci.*, 236 (2001): 67-77.
- Shahidi F. and Abuzaytoun R. Chitin, chitosan, and co-products: chemistry, productions, applications, and health effects. *Adv. Food Nutr. Res*, 49 (2005): 93-135.
- Shilpa B.S., Akanksha, Kavita, Girish P., Evaluation of cactus and hyacinth bean peels as natural coagulants, *J. Chem. Environ. Eng.*, 3 (2012): 187-191.
- Shon H.K., Vigneswaran S., Zareie M.H., Ben Aim R., Lee E., Lee J., Cho J., Kim I.S., Physicochemical pretreatment to seawater reverse osmosis (SWRO): organic characterization and membrane autopsy, *Desalination*, 236 (2009): 282-290.
- Singh S., Khulbe K.C., Matsuura T., Ramamurthy P., Membrane characterization by solute transport and atomic force microscopy, *Journal of Membrane Science*, 142 (1998): 111- 127.
- Smith D.W., Zhang Q., Baxter C.W., Stanley S.J. Developing artificial neural network models of water treatment processes: A guide for utilities, *J. Environ. Eng. Sci.* 1 (2002) :201-211.
- Sofowora A. *Medicinal Plants and Traditional Medicine in Africa*. John Wiley and Sons, Ltd. New York; 1982.
- Sowmeyan R., Santhosh J., Latha R. Effectiveness of herbs in community water treatment. *International Research Journal of Biochemistry and Bioinformatics* 1(2011) : 297-303.
- Sun W., Zhang X.-W., Luo H.L., Ding H.Q. Treatment of Brackish Water with Ultrafiltration Membrane and Reverse Osmosis Membrane, *Liaoning Chemical Industry*, 36 (2007):187-189.
- Susan S.H., Nancy L.B., Joan F.K., Kristin S.L., Deborah S.L, and Molly A. Maupin Estimated Use of Water in the United States in 2000; U.S. Geological Survey, Reston, Virginia; 2004.
- Tamas A.P. Etude comparée du colmatage en nanofiltration et en ultrafiltration d'eau de surface, Thèse, Université de Laval, Université de Québec, Canada ; 2004.
- Tchobanoglous G. and Soeder E.D. *Water Quality*. Addison- Wesley Publishing Company, Reading Massach , 1987.
- Teramoto T. *Deep ocean circulation: physical and chemical aspects*. Amsterdam, Elsevier. 1993.
- Teseng T., Segal B.D., Edwards M. Increasing Alkalinity to Reduce Turbidity; *Journal of the American Water Association*. 92 (2000):44-52.
- Teuler A., Glucina K., Laîné J.M. Assessment of UF pretreatment prior RO membranes for seawater desalination, *Desalination* 125 (1999): 89-96.
- To Oanh T, Robert H, Frédéric M, Patrick N. Valorisation des résidus industriels de pêches pour la transformation de chitosane par technique hydrothermo-chimique; *Revue des sciences de l'eau* ; 20 (2007): 253-262
- Tsuru, T., Urairi M., Nakao S., Kimura S. Reverse osmosis of single and mixed electrolytes with charged membranes: Experiment and analysis. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 24(1991): 518-524.
- Tzoupanos N.D. and Zouboulis A.I. Coagulation-flocculation processes in Water/wastewater treatment: the application of new generation of chemical reagents; 6th IASME/WSEAS International Conference on Heat Transfer, Thermal Engineering And Environment (HTE'08); 2008.

- Vaidya M.V., Bulusu K.R., Chitosan as coagulant and coagulant aid, *IE. J. Environ.*, 64 (1984) : 43-48
- Van de Ven T.G.M. *Colloidal hydrodynamics*. London: Academic Press ; 1989.
- Van der Horst H.C., Timmer, J.M.K., Robbertsen T., Leenders J., Use of nanofiltration for concentration and demineralization in the dairy industry: Model for mass transport. *Journal of Membrane Science* 104 (1995): 205-218.
- Vander Bruggen B and Vandecasteele C . Distillation vs. membrane filtration: overview of process evolutions in seawater desalination. *Desalination* 143 (2002):207-218.
- Verwey E.J.W. and Overbeek J.T.G. *Theory of the stability of lyophobic colloids*, Elsevier, Amsterdam, New York; 1948.
- Vijayaraghavan G., Sivakumar T., Vimal Kumar A.; application of plant based coagulants for waste water treatment; *International Journal of Advanced Engineering Research and Studies*; (2011): 88-92.
- Voutchkov N. Overview of Desalination Status and Future Trends. In *Proceedings of the Water and Energy Exchange (WEX) 2012*, Lisbon, Portugal, 31 January–2 February 2012.
- Walha K., Ben Amer R., Firdaous L., Quéméneur F. and Jaouen P. Brackish groundwater treatment by nanofiltration, reverse osmosis and electro dialysis in Tunisia: performance and cost comparison, *Desalination*, 207(2007):95-106.
- Wang M.Su., Yu Z.Y., Wang X.L., Ando M., Shintani T. Separation performance of a nanofiltration membrane influenced by species and concentration of ions, *Desalination* 175(2005) : 219.
- Wang L.K., Hung Y.T., Shammass N.K. *Physico-chemical treatment processes*. Handbook of Environmental Engineering, The Humana Press Inc, Totowa, 3 (2005).
- WHO (World Health Organization) and UNICEF (United Nations International Children's Emergency Fund). *25 years Progress on Sanitation and Drinking water 2015 Update and MDG Assessment*. Geneva, Switzerland: WHO Press, 2015.
- Wiesner M.R. and Chellam S. Mass Transport Considerations for Pressure-Driven Membrane Processes in Potable Water Treatment, In *Journal American Water Works Association*, 83 (1992): 88-92.
- Wiesner M.R. and Chellam S. The promise of membrane technologies. *Environ Sci Technol* 33(1999):360A-366A.
- Wolf P.H., Siverns S., Monti S., UF membranes for RO desalination pretreatment, *Desalination* ; 182 (2005): 293-300.
- Yang H.L., Huang C., Pan J.R. Characteristics of RO foulants in a brackish water desalination plant. *Desalination* 220(2008):353-358.
- Yang Z.L., Gao B. Y., Yue Q.Y., Wang Y. Effect of pH on the coagulation performance of Al-based coagulants and residual aluminum speciation during the treatment of humic acid-kaolin synthetic water, *J. Hazard. Mater.*, 178 (2010):596-603.
- Yi Geng. *Application of Flocc Analysis for Coagulation Optimization at the Spilt lake water treatment plant*. University of Manitoba ; 2005.
- Yin C.Y. Review: Emerging usage of plant-based coagulants for water and wastewater treatment. *Process Biochemistry*. 45 (2010): 1437-1444.
- Yoosofi R., Moazed H., Karimi H., Nourmoradi H., Radmanesh F. Comparing the efficacy of cationic biopolymer chitosan and inorganic coagulant poly aluminum chloride in the removal of water turbidity, *Scien. J. Ilam Univ. Med. Sci.*, 21 (2013): 263-272.
- Yu R., Dong B., Hao F.Y. Study on the Reverse Osmosis Pretreatment for Brackish Water, *Petrochemical Industry Application*, 26 (2007): 28-31.

- Yu W., Gregory J., Campos L., Li G., The role of mixing conditions on floc growth, breakage and regrowth, Chem. Eng. J., 171 (2011): 425-430.
- Yukselen M.A., Gregory J. The effect of rapid mixing on the break-up and reformation of flocs, J. Chem. Technol. Biotechnol., 79 (2004): 782-788.
- Zhang J., Fang Z., Luo Y.H., Yang H. A preliminary study on *cactus* as coagulant in water treatment. Process Biochemistry, 41 (2006): 730 -733.
- Zhao S., Gao B., Wang J., Yang Z. Influence of a new coagulant aid- Enteromorpha extract on coagulation performance and floc characteristics of aluminum sulfate coagulant in kaolin-humic acid solution treatment, J. Colloids Surfaces A: Physicochem. Eng. Asp., 417 (2013):161-169.
- Zhong L.Y., Bao-Yu G., Qin-Yan Y., Yan W. Effect of pH on the coagulation performance of Al-based coagulants and residual aluminum speciation during the treatment of humic acid-kaolin synthetic water, Hazard. Mater. 178 (2010): 596-603.
- Zouboulis AI, Moussas PA, Vasilakou F. Polyferric sulphate: preparation, characterization and application in coagulation experiments, J. Hazard. Mater, 155(2008):459-468.

Sites internet:

- [1]Etude, réalisation, exploitation et assistance pour la maintenance de neuf stations de déminéralisation d'eau à Ourgla. <https://www.ade.dz/index.php/projets-2/projetrs-ade/6-projets>
- [2] 10 stations de déminéralisation opérationnelles dans le Sud. <http://www.leconews.com/fr/depeches/10-stations-de-demineralisation-operationnelles-dans-le-sud-16-05-2015-174401> 312.php

Annexes

Annexe 1: Etude expérimentale de la coagulation-floculation et décantation

1. L'optimisation de la température :

- La solution N°1 :

Tableau 1: l'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr/min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr/min pendant 20 min) (coagulation par le chitosane)

Cc (chitosane) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	Avant	Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	53.5	7.37	4.89	3.67	3.93	5.61	9.79
1	53.5	6.7	4.22	2.97	3.26	4.94	9.12
1.5	53.5	5.76	3.28	2.06	2.32	4	8.18
2	53.5	5.89	3.41	2.19	2.45	4.13	8.31
2.5	53.5	6.47	3.99	2.77	3.03	4.71	8.89
3	53.5	6.75	4.27	3.05	3.31	4.99	9.16
3.5	53.5	7.2	4.72	3.61	3.87	5.55	9.81
4	53.5	7.55	5.07	3.96	4.22	5.87	10.13
4.5	53.5	7.67	5.19	4.05	4.34	5.99	10.27
5	53.5	8.01	5.53	4.39	4.95	6.6	10.92
5.5	53.5	8.82	6.02	4.88	5.44	7.08	11.39
6	53.5	9.42	6.62	5.34	5.9	7.52	11.85
8	53.5	13.4	10.6	9.35	9.48	10.96	15.03
10	53.5	17.38	14.58	13.33	13.46	14.58	18.65
12	53.5	20.2	17.47	17.31	17.19	18.26	20.93
15	53.5	24.18	21.45	21.29	21.17	22.24	24.91
18	53.5	28.11	25.43	25.27	25.39	26.46	29.47
20	53.5	32.15	29.42	29.22	29.34	30.11	33.12
22	53.5	35.96	33.39	33.23	33.35	34.39	37.4
24	53.5	39.97	37.4	37.16	37.04	37.81	40.53
26	53.5	43.89	41.32	41.19	41.09	42.11	44.83
30	53.5	48.92	46.24	46.14	46.05	47.12	49.84
35	53.5	52.04	49.31	49.15	49.03	50.1	52.86

Tableau 2: L'optimisation de la température (Agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 minutes) (coagulation par cactus)

Cc (Cactus) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	avant	après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	53.5	21.83	18.48	18.25	18.29	20.87	22.12
1	53.5	21.27	17.92	17.69	17.73	20.31	21.56
1.5	53.5	21.05	17.7	17.52	17.56	20.14	21.39
2	53.5	22.92	17.57	17.39	17.43	20.01	21.26
2.5	53.5	22.32	16.97	16.79	16.91	19.49	20.74
3	53.5	22.06	16.71	16.53	16.65	19.58	20.7
3.5	53.5	21.37	16.02	15.84	15.96	18.89	20.01
4	53.5	21.38	16.03	15.78	15.9	18.83	19.95
4.5	53.5	21.25	15.9	15.65	15.74	18.67	19.79
5	53.5	12.71	15.84	15.59	15.68	19.69	19.73
5.5	53.5	18.82	13.47	13.24	13.33	17.34	17.38
6	53.5	17.81	12.46	12.23	12.27	15.28	16.45
8	53.5	15.22	9.75	9.49	9.64	12.61	13.5
10	53.5	14	8.53	8.27	8.42	11.39	12.28
12	53.5	13.78	8.31	8.05	8.2	11.17	12.06
15	53.5	11.96	6.49	6.23	6.27	9.24	10.13
18	53.5	11.52	6.05	5.79	5.83	8.8	9.69
20	53.5	11.82	6.15	5.89	5.93	8.98	9.87
22	53.5	11.39	5.72	5.46	5.49	8.54	9.41
24	53.5	12.25	6.58	6.32	6.35	9.4	10.27
26	53.5	12.7	6.93	6.66	6.82	9.87	10.69
30	53.5	13.51	7.74	7.47	7.63	10.81	11.63
35	53.5	15.15	9.38	9.11	9.27	12.45	13.27

Tableau 3: L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 min) (coagulation par alun)

Cc (alun) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	Avant	Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	53,5	18,43	18,2	17,31	17,38	17,5	17,62
1	53,5	18,25	18,02	17,13	17,2	17,32	17,44
1.5	53,5	17,87	17,64	16,75	16,82	16,94	17,06
2	53,5	17,35	17,12	16,23	16,3	16,42	16,54
2.5	53,5	17,22	16,99	16,1	16,17	16,29	16,41
3	53,5	17,15	16,92	16,03	16,1	16,22	16,34
3.5	53,5	17,07	16,84	15,95	16,02	16,14	16,26
4	53,5	16,87	16,64	15,75	15,82	15,94	16,06
4.5	53,5	16,8	16,57	15,68	15,75	15,87	15,99
5	53,5	16,76	16,53	15,64	15,71	15,83	15,95
5.5	53,5	16,72	16,49	15,6	15,67	15,79	15,91
6	53,5	16,65	16,42	15,53	15,6	15,72	15,84
8	53,5	16,63	16,4	15,51	15,58	15,7	15,82
10	53,5	10,68	9,23	8,96	11,36	11,48	13,14
15	53,5	10,24	8,67	8,12	10,23	11,12	12,34
20	53,5	9,22	7,77	7,5	9,9	10,02	11,68
25	53,5	9,18	7,7	7,12	9,84	9,97	11,67
30	53,5	9,07	7,62	7,28	9,75	9,87	11,53
35	53,5	8,35	6,34	6,34	8,67	8,45	10,34
40	53,5	7,95	5,8	5,46	7,94	8,06	9,72
42	53,5	6,81	5,36	5,02	7,58	7,7	9,76
46	53,5	7,85	5,19	4,85	7,41	7,53	9,59
50	53,5	6,68	4,02	3,68	6,24	6,36	8,42
52	53,5	6,63	3,89	3,76	6,38	6,45	9,34
54	53,5	6,45	3,79	3,62	6,45	6,57	9,12
55	53,5	6,56	4,12	4,12	7,15	7,35	10,14
60	53,5	6,64	4,75	4,58	7,41	7,53	10,23
70	53,5	6,72	4,83	4,66	7,49	7,61	10,56

• **La solution N°2 :**

Tableau 4: L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 min) (coagulation par cactus)

Cc (Cactus) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	Avant	Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	10,3	10,19	10,08	9,95	10,2	10,25	10,29
1	10,3	9,69	9,58	9,45	9,7	9,78	9,81
1.5	10,3	9,54	9,43	9,3	9,55	9,63	9,66
2	10,3	8,39	8,28	8,15	8,4	8,48	8,51
2.5	10,3	7,29	7,18	7,05	7,3	7,38	7,41
3	10,3	6,87	6,76	6,63	6,88	6,96	6,99
3.5	10,3	6,56	6,45	6,32	6,57	6,65	6,68
4	10,3	5,98	5,87	5,74	5,99	6,07	6,1
4.5	10,3	5,6	5,49	5,36	5,61	5,69	5,72
5	10,3	5,07	4,96	4,83	5,08	5,16	5,19
5.5	10,3	4,78	4,67	4,54	4,79	4,87	4,9
6	10,3	4,49	4,38	4,25	4,5	4,58	4,61
8	10,3	4,36	4,25	4,12	4,37	4,45	4,5
10	10,3	4,33	4,27	4,09	4,39	4,47	4,32
12	10,3	4,27	4,21	4,03	4,33	4,41	4,39
15	10,3	4,11	3,23	3,87	3,35	3,43	4,23
18	10,3	3,78	3,69	3,54	3,81	3,89	3,9
20	10,3	3,36	3,34	3,12	3,46	3,54	3,48
22	10,3	4,58	4,52	4,34	4,64	4,72	3,34
24	10,3	5,02	4,96	4,78	5,08	5,16	4,65
26	10,3	5,34	5,28	5,1	5,4	5,48	5,46
30	10,3	7,36	7,3	7,12	7,42	7,5	7,48
35	10,3	7,64	7,58	7,4	7,7	7,78	7,76

Tableau 5: L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 min)(coagulation par le chitosane)

Cc (chitosane) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	Avant	Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	10,3	8,02	5,92	5,79	5,86	8,11	8,48
1	10,3	7,96	5,86	5,73	5,8	8,05	8,42
1.5	10,3	6,58	4,48	4,35	4,42	6,67	7,04
2	10,3	5,75	3,65	3,52	3,59	5,84	6,21
2.5	10,3	5,58	3,48	3,35	3,42	5,67	6,04
3	10,3	5,88	3,78	3,65	3,72	5,97	6,34
3.5	10,3	5,99	3,89	3,76	3,83	6,08	6,45
4	10,3	7,02	4,92	4,79	4,86	7,11	7,48
4.5	10,3	7,16	5,06	4,93	5	7,25	7,62
5	10,3	7,74	5,64	5,51	5,58	7,83	8,2
5.5	10,3	9,05	6,95	6,82	6,89	9,14	9,51
6	10,3	9,09	6,99	6,86	6,93	9,18	9,55
8	10,3	9,21	7,11	6,98	7,05	9,3	9,67
10	10,3	9,33	7,23	7,1	7,17	9,42	9,79
12	10,3	9,45	7,35	7,22	7,29	9,54	9,91
15	10,3	9,67	7,57	7,44	7,51	9,76	10,13
18	10,3	9,89	7,79	7,66	7,73	9,98	10,35
20	10,3	9,12	8,01	7,88	7,95	10,2	10,57
22	10,3	9,34	8,23	8,1	8,17	9,42	9,79
24	10,3	9,56	8,45	8,32	8,39	9,64	10,01
26	10,3	9,78	8,67	8,54	8,61	9,86	10,23
30	10,3	10,02	8,91	8,78	8,85	10,07	10,44
35	10,3	10,26	9,15	9,02	9,09	10,31	10,68

Tableau 6 : L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr/ min pendant 20 min) (coagulation par l'alun)

Cc (alun) (mg/L)	La turbidité (NTU)						
	avant	après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	10,3	11,43	11,2	10,31	10,38	10,5	10,62
1	10,3	11,25	11,02	10,13	10,2	10,32	10,44
1.5	10,3	10,87	10,64	9,75	9,82	9,94	10,06
2	10,3	10,35	10,12	9,23	9,3	9,42	9,54
2.5	10,3	10,22	9,99	9,1	9,17	9,29	9,41
3	10,3	10,15	9,92	9,03	9,1	9,22	9,34
3.5	10,3	10,07	9,84	8,95	9,02	9,14	9,26
4	10,3	9,87	9,64	8,75	8,82	8,94	9,06
4.5	10,3	9,8	9,57	8,68	8,75	8,87	8,99
5	10,3	9,76	9,53	8,64	8,71	8,83	8,95
5.5	10,3	9,72	9,49	8,6	8,67	8,79	8,91
6	10,3	9,65	9,42	8,53	8,6	8,72	8,84
8	10,3	9,63	9,4	8,51	8,58	8,7	8,82
10	10,3	9,59	9,35	8,46	8,53	8,65	8,77
15	10,3	9,55	8,85	7,96	8,03	8,15	8,27
20	10,3	9,34	8,67	7,78	7,85	7,97	8,09
25	10,3	9,28	8,12	7,23	7,3	7,42	7,54
30	10,3	9,18	8,05	7,35	8,92	9,59	7,87
35	10,3	8,12	7,89	6,89	7,24	8,36	7,24
40	10,3	7,47	7,56	6,25	6,6	7,72	7,14
42	10,3	7,72	7,17	6,5	6,85	7,97	6,87
45	10,3	5,72	5,17	4,5	4,85	5,97	6,39
50	10,3	5,98	5,43	4,76	5,11	6,23	6,65
52	10,3	5,76	5,12	4,19	4,54	5,66	5,18
54	10,3	5,08	5,45	4,67	5,02	6,14	5,09
55	10,3	6,42	5,87	5,2	5,55	6,67	7,09
60	10,3	6,6	6,05	5,38	5,73	6,85	7,27
70	10,3	9,39	8,84	8,17	8,52	9,64	10,06

- **La solution N°3 :**

Tableau 7 : L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr/ min pendant 20 min)(coagulation par le chitosane)

Cc (chitosane) (mg/L)		La turbidité (NTU)					
avant		après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	5.1	4,9	2,8	2,67	2,74	4,99	5,36
1	5.1	4,84	2,74	2,61	2,68	4,93	5,3
1.5	5.1	3,46	1,36	1,23	1,3	3,55	3,92
2	5.1	2,63	0,53	0,56	0,47	2,72	3,09
2.5	5.1	2,46	0,36	0,43	0,3	2,55	2,92
3	5.1	2,76	0,66	0,33	0,6	2,85	3,22
3.5	5.1	2,87	0,77	0,26	0,71	2,96	3,33
4	5.1	3,9	1,8	0,17	1,74	3,99	4,36
4.5	5.1	4,04	1,94	1,09	1,88	4,13	4,5
5	5.1	4,62	2,52	1,56	2,46	4,71	5,08
5.5	5.1	3,93	1,83	1,7	1,77	4,02	4,39
6	5.1	3,97	1,87	1,74	1,81	4,06	4,43
8	5.1	4,09	1,99	1,86	1,93	4,18	4,55
10	5.1	4,21	2,11	1,98	2,05	4,3	4,67
12	5.1	4,33	2,23	2,1	2,17	4,42	4,79
15	5.1	4,55	2,45	2,32	2,39	4,64	5,01
18	5.1	4,77	2,67	2,54	2,61	4,86	5,23
20	5.1	4	2,89	2,76	2,83	5,08	5,45
22	5.1	4,22	3,11	2,98	3,05	4,3	4,67
24	5.1	4,44	3,33	3,2	3,27	4,52	4,89
26	5.1	4,66	3,55	3,42	3,49	4,74	5,11
30	5.1	4,9	3,79	3,66	3,73	4,95	5,32
35	5.1	5,14	4,03	3,9	3,97	5,19	5,56

Tableau 8 : L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr/ min pendant 20 min) (coagulation par cactus)

Cc (Cactus) (mg/L)		La turbidité (NTU)					
Avant		Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	5.1	6,44	6,33	6,2	6,45	6,5	6,54
1	5.1	5,94	5,83	5,7	5,95	6,03	6,06
1.5	5.1	5,79	5,68	5,55	5,8	5,88	5,91
2	5.1	5,64	5,53	5,4	5,65	5,73	5,76
2.5	5.1	4,54	4,43	4,3	4,55	4,63	4,66
3	5.1	4,12	4,01	3,88	4,13	4,21	4,24
3.5	5.1	3,81	3,7	3,57	3,82	3,9	3,93
4	5.1	3,23	3,12	2,99	3,24	3,32	3,35
4.5	5.1	2,85	2,74	2,61	2,86	2,94	2,97
5	5.1	2,32	2,21	2,08	2,33	2,41	2,44
5.5	5.1	2,03	1,92	1,79	2,04	2,12	2,15
6	5.1	1,74	1,63	1,5	1,75	1,83	1,86
8	5.1	1,61	1,5	1,37	1,62	1,7	1,75
10	5.1	1,58	1,52	1,34	1,64	1,72	1,57
12	5.1	1,52	1,46	1,28	1,58	1,66	1,64
15	5.1	1,36	0,48	1,12	0,6	0,68	1,48
18	5.1	1,03	0,94	0,79	1,06	1,14	1,15
20	5.1	0,61	0,59	0,45	0,71	0,79	0,73
22	5.1	1,83	1,77	0,38	1,89	1,97	0,59
24	5.1	2,27	2,21	0,18	2,33	2,41	1,9
26	5.1	2,59	2,53	1,12	2,65	2,73	2,71
30	5.1	4,61	4,55	3,12	4,67	4,75	4,73
35	5.1	4,89	4,83	4,65	4,95	5,03	5,01

Tableau 9 :L'optimisation de la température (agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30

		tr/ min pendant 20 min) (coagulation par l'alun)					
		La turbidité (NTU)					
Cc (alun) (mg/L)	Avant	Après					
		T1=10°C	T2=15°C	T3=20°C	T4=25°C	T5=30°C	T6=35°C
0.5	5.1	5,31	5,08	4,19	4,26	4,38	4,5
1	5.1	5,13	4,9	4,01	4,08	4,2	4,32
1.5	5.1	4,75	4,52	3,63	3,7	3,82	3,94
2	5.1	4,23	4	3,11	3,18	3,3	3,42
2.5	5.1	4,1	3,87	2,98	3,05	3,17	3,29
3	5.1	4,03	3,8	2,91	2,98	3,1	3,22
3.5	5.1	3,95	3,72	2,83	2,9	3,02	3,14
4	5.1	3,75	3,52	2,63	2,7	2,82	2,94
4.5	5.1	3,68	3,45	2,56	2,63	2,75	2,87
5	5.1	3,64	3,41	2,52	2,59	2,71	2,83
5.5	5.1	3,6	3,37	2,48	2,55	2,67	2,79
6	5.1	3,53	3,3	2,41	2,48	2,6	2,72
8	5.1	3,51	3,28	2,39	2,46	2,58	2,7
10	5.1	3,47	3,23	2,34	2,41	2,53	2,65
15	5.1	3,43	2,73	1,84	1,91	2,03	2,15
20	5.1	3,37	2,7	1,81	1,88	2	2,12
25	5.1	3,31	2,15	1,26	1,33	1,45	1,57
30	5.1	3,21	2,08	1,38	2,95	3,62	1,9
35	5.1	2,15	1,92	0,92	1,27	2,39	1,27
40	5.1	1,5	1,59	0,28	0,63	1,75	1,17
42	5.1	1,75	1,2	0,53	0,88	2	0,9
45	5.1	1,96	1,41	0,74	1,09	2,21	2,63
50	5.1	2,22	1,67	1	1,35	2,47	2,89
52	5.1	2	1,36	0,43	0,78	1,9	1,42
54	5.1	1,32	1,69	0,91	1,26	2,38	1,33
55	5.1	2,66	2,11	1,44	1,79	2,91	3,33
60	5.1	2,84	2,29	1,62	1,97	3,09	3,51
70	5.1	5,63	5,08	4,41	4,76	5,88	6,3

2. L'optimisation de la dose du coagulant :

Tableau 10: L'optimisation de la dose de coagulant (alun, cactus et chitosane); (Agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 minutes) [T = 20 ° C]

Cc (chitosane) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	Cc (Cactus) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	Cc (l'alun) (mg/l)	La turbidité (NTU)		R (%)
	Avant	Après			avant	après			avant	après	
0,5	53.5	3.55	93.36	8	53.5	9.41	82.41	10	53,5	8,87	83,42
1	53.5	2.88	94.61	10	53.5	8.19	84.69	20	53,5	7,25	86,44
1,5	53.5	1.94	96.37	12	53.5	7.97	85.10	30	53,5	7,28	86,39
2	53.5	2.07	96.13	15	53.5	6.15	88.50	40	53,5	5,55	89,62
2,5	53.5	2.65	95.04	18	53.5	5.71	89.32	42	53,5	5,02	90,61
3	53.5	2.93	94.52	20	53.5	5.81	89.14	46	53,5	4,85	90,93
3,5	53.5	3.49	93.47	22	53.5	5.37	89.96	50	53,5	3,68	93,12
4	53.5	3.84	92.82	24	53.5	6.23	88.35	54	53,5	3,6	93,27
4,5	53.5	3.96	92.59	26	53.5	6.54	87.77	60	53,5	4,58	91,43
5	53.5	4.3	91.96	30	53.5	7.35	86.26	70	53,5	4,66	91,28
5,5	53.5	4.79	91.04	35	53.5	8.99	83.19	-	53,5	-	-
6	53.5	5.25	90.18	-	-	-	-	-	53,5	-	-
8	53.5	9.23	82.74	-	-	-	-	-	53,5	-	-
10	53.5	13.21	75.30	-	-	-	-	-	53,5	-	-

Tableau 11: L'optimisation de la dose de coagulant (alun, cactus et chitosane); (Agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 minutes) [T = 20 ° C]

Cc (chitosane) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	Cc (Cactus) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	alun (mg/l)	La turbidité (NTU)		R (%)
	Avant	après			avant	après			Avant	Après	
0.5	10,3	5,76	44,07	8	10,3	4,12	60	10	10,3	10,03	2,62
1	10,3	5,66	45,04	10	10,3	4,09	60,29	20	10,3	9,45	8,25
1.5	10,3	4,35	57,76	12	10,3	4,03	60,87	30	10,3	8,35	18,93
2	10,3	3,52	65,82	15	10,3	3,87	62,42	40	10,3	6,25	39,32
2.5	10,3	3,35	67,47	18	10,3	3,54	65,63	42	10,3	6,5	36,89
3	10,3	3,65	64,56	20	10,3	3,12	69,70	46	10,3	4,5	56,31
3.5	10,3	3,76	63,49	22	10,3	4,34	57,86	50	10,3	4,76	53,78
4	10,3	4,79	53,49	24	10,3	4,78	53,59	54	10,3	5,2	49,51
4.5	10,3	4,93	52,13	26	10,3	5,1	50,48	60	10,3	5,38	47,76
5	10,3	5,51	46,50	30	10,3	7,12	30,87	70	10,3	8,17	20,67
5.5	10,3	6,82	33,78	35	10,3	7,4	28,155	-	10,3	-	-
6	10,3	6,86	33,39	-	10,3	-	-	-	10,3	-	-
8	10,3	6,98	32,23	-	10,3	-	-	-	10,3	-	-
10	10,3	7,1	31,06	-	10,3	-	-	-	10,3	-	-

Tableau 12: L'optimisation de la dose de coagulant (alun, cactus et chitosane); (Agitation rapide à 200 tr / min pendant 2 min et agitation lente à 30 tr / min pendant 20 minutes) [T = 20 ° C]

Cc (chitosane) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	Cc (Cactus) (mg/L)	La turbidité (NTU)		R (%)	alun (mg/l)	La turbidité (NTU)		R (%)
	Avant	après			avant	après			Avant	Après	
0.5	5,1	2,67	47,65	8	5,1	1,37	73,14	10	5,1	2,34	54,12
1	5,1	2,61	48,82	10	5,1	1,34	73,73	15	5,1	1,84	63,92
1.5	5,1	1,23	75,88	12	5,1	1,28	74,9	20	5,1	1,81	64,51
2	5,1	0,56	89,02	15	5,1	1,12	78,04	25	5,1	1,26	75,29
2.5	5,1	0,43	91,57	18	5,1	0,79	84,51	30	5,1	1,38	72,94
3	5,1	0,33	93,53	20	5,1	0,45	91,18	35	5,1	0,92	81,96
3.5	5,1	0,26	94,9	22	5,1	0,38	92,55	40	5,1	0,28	94,51
4	5,1	0,17	96,67	24	5,1	0,18	96,47	42	5,1	0,53	89,61
4.5	5,1	1,09	78,63	26	5,1	1,12	78,04	45	5,1	0,74	85,49
5	5,1	1,56	69,41	30	5,1	3,12	38,82	50	5,1	1	80,39
5.5	5,1	1,7	66,67	35	5,1	4,65	8,82	52	5,1	0,43	91,57
6	5,1	1,74	65,88	-	5,1	-	-	54	5,1	0,91	82,16
8	5,1	1,86	63,53	-	5,1	-	-	55	5,1	1,44	71,76
10	5,1	1,98	61,18	-	5,1	-	-	60	5,1	1,62	68,24
								70	5,1	4,41	13,53

3. L'optimisation de la vitesse de mélange rapide :

Tableau 13: L'optimisation de la vitesse de mélange rapide (le mélange lent est réglé à 30 tr/min pendant 20 min) à 20°C.

Vitesse du mélange rapide (tr/min) pendant 2 min	chitosane Cc=1.5 (mg/l)			cactus Cc=22 (mg/l)			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	Après		avant	Après		Avant	Après	
80	53.5	5.1	90.46	53.5	8.37	84.35	53,5	5,09	90,48
100	53.5	3.94	92.63	53.5	7.51	85.96	53,5	4,18	92,18
150	53.5	2.44	95.43	53.5	5.67	89.40	53,5	3,45	93,55
200	53.5	1.94	96.37	53.5	5.37	89.96	53,5	3,24	93,94
250	53.5	2.67	95.00	53.5	6.89	87.12	53,5	3,67	93,14
300	53.5	4.12	92.29	53.5	8.04	84.97	53,5	4,87	90,89

Tableau 14: L'optimisation de la vitesse de mélange rapide (le mélange lent est réglé à 30 tr/min pendant 20 min) à 20°C.

Vitesse du mélange rapide (tr/min) pendant 2 min	chitosane Cc=2.5 (mg/l)			cactus Cc=20 (mg/l)			alun Cc=46 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	Après		Après	avant		Avant	Après	
80	10,3	5,23	49,22	10,3	4,45	56,79	10,3	5,12	50,29
100	10,3	4,18	59,41	10,3	4,18	59,41	10,3	4,87	52,71
150	10,3	3,46	66,40	10,3	3,26	68,34	10,3	4,53	56,01
200	10,3	3,14	69,51	10,3	3,12	69,70	10,3	3,62	64,85
250	10,3	3,24	68,54	10,3	3,22	68,73	10,3	3,71	63,98
300	10,3	4,12	60	10,3	4,27	58,54	10,3	4,09	60,29

Tableau 15: L'optimisation de la vitesse de mélange rapide (le mélange lent est réglé à 30 tr/min pendant 20 min) à 20°C.

Vitesse du mélange rapide (tr/min) pendant 2 min	chitosane Cc=4(mg/l)			cactus Cc=24 (mg/l)			alun Cc=40 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	Avant	Après		avant	Après		avant	Après	
80	5,1	1,67	67,25	5,1	2,78	45,49	5,1	2,43	52,35
100	5,1	1,12	78,04	5,1	2,17	57,45	5,1	2,13	58,24
150	5,1	0,12	97,65	5,1	0,98	80,78	5,1	0,38	92,55
200	5,1	0,16	96,86	5,1	0,2	96,08	5,1	0,22	95,69
250	5,1	0,89	82,55	5,1	0,45	91,18	5,1	1,17	77,06
300	5,1	2,17	57,45	5,1	3,18	37,65	5,1	2,35	53,92

4. L'optimisation du temps de mélange rapide:

Tableau 16: L'optimisation du temps de mélange rapide (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min pendant 20 min) (le mélange rapide est réglé à 200 tr / min) à 20 ° C.

Temps de mélange rapide (min)	chitosane Cc= 1.5 mg/l			cactus Cc =22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	après		avant	après		avant	après	
0.5	53.5	3.34	93.75	53.5	5.87	89.02	53,5	4,15	92,24
1	53.5	2.09	96.09	53.5	5.79	89.17	53,5	3,13	94,14
1.5	53.5	2.24	95.81	53.5	5.34	90.01	53,5	3,54	93,38
2	53.5	2.97	94.44	53.5	4.67	91.27	53,5	3,67	93,14
2.5	53.5	4.42	91.73	53.5	4.97	90.71	53,5	4,28	92
3	53.5	4.92	90.80	53.5	5.27	90.14	53,5	5,19	90,29

Tableau 17: L'optimisation du temps de mélange rapide (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min pendant 20 min) (le mélange rapide est réglé à 200 tr / min) à 20 ° C.

Temps de mélange rapide (min)	chitosane Cc=2.5 (mg/l)			cactus Cc=20 (mg/l)			alun Cc=46 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	après		avant	Après		avant	après	
0.5	10,3	4,23	58,93	10,3	4,67	54,66	10,3	4,25	58,73
1	10,3	3,05	70,38	10,3	3,18	69,12	10,3	3,12	69,70
1.5	10,3	3,24	68,54	10,3	2,56	75,14	10,3	3,22	68,73
2	10,3	3,87	62,42	10,3	2,67	74,07	10,3	3,76	63,49
2.5	10,3	5,13	50,19	10,3	3,18	69,12	10,3	4,45	56,79
3	10,3	5,76	44,07	10,3	5,19	49,61	10,3	5,12	50,29

Tableau 18: L'optimisation du temps de mélange rapide (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min pendant 20 min) (le mélange rapide est réglé à 200 tr / min) à 20 ° C

Temps de mélange rapide (min)	chitosane Cc=4 (mg/l)			cactus Cc=24 (mg/l)			alun Cc=40 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	après		avant	Après		avant	après	
0.5	5,1	1,35	73,53	5,1	1,23	75,88	5,1	1,5	70,59
1	5,1	0,56	89,02	5,1	0,35	93,14	5,1	0,43	91,57
1.5	5,1	0,24	95,29	5,1	0,67	86,86	5,1	0,78	84,71
2	5,1	0,87	82,94	5,1	1,35	73,53	5,1	2,12	58,43
2.5	5,1	1,35	73,53	5,1	2,87	43,73	5,1	2,87	43,73
3	5,1	2,27	55,49	5,1	3,56	30,20	5,1	3,12	38,82

5. L'optimisation du pH dans la coagulation-floculation:

Tableau 19: L'optimisation du pH en coagulation-floculation à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus))

pH	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			Cactus Cc= 22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	Après		avant	Après		avant	Après	
4	53,5	3,85	92,80	53,5	6,85	87,19	53,5	5,14	90,39
5	53,5	3,68	93,12	53,5	6,68	87,51	53,5	5,02	90,61
6	53,5	3,51	93,43	53,5	5,51	89,70	53,5	4,12	92,29
6,2	53,5	3,34	93,75	53,5	4,76	91,10	53,5	4,09	92,35
6,8	53,5	2,54	95,25	53,5	4,34	91,88	53,5	3,89	92,72
7	53,5	1,56	97,08	53,5	3,56	93,34	53,5	3,73	93,02
7,2	53,5	2,12	96,03	53,5	3,87	92,76	53,5	3,35	93,73
7,6	53,5	3,34	93,75	53,5	4,45	91,68	53,5	3,08	94,24
7,8	53,5	5,87	89,02	53,5	4,7	91,21	53,5	3,17	94,07
8	53,5	6,25	88,31	53,5	4,78	91,06	53,5	3,25	93,92
9	53,5	6,45	87,94	53,5	6,23	88,35	53,5	6,12	88,56

Tableau 20 : L'optimisation du pH en coagulation-floculation à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus))

pH	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			Cactus Cc= 22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	Après		avant	Après		avant	Après	
4	10,3	6,18	40	10,3	5,15	50	10,3	6,57	36,21
5	10,3	4,37	57,57	10,3	3,56	65,43	10,3	4,67	54,66
6	10,3	3,12	69,70	10,3	3,23	68,64	10,3	3,29	68,05
6,2	10,3	3,08	70,09	10,3	3,12	69,70	10,3	3,18	69,12
6,8	10,3	2,94	71,45	10,3	2,89	71,94	10,3	3,07	70,19
7	10,3	2,88	72,03	10,3	2,13	79,32	10,3	2,87	72,13
7,2	10,3	3,08	70,09	10,3	2,65	74,27	10,3	2,76	73,20
7,6	10,3	3,18	69,12	10,3	3,45	66,50	10,3	2,68	73,98
7,8	10,3	3,25	68,44	10,3	3,98	61,35	10,3	3,17	69,22
8	10,3	4,17	59,51	10,3	4,12	60	10,3	4,12	60
9	10,3	5,67	44,95	10,3	6,17	40,09	10,3	5,67	44,95

Tableau 21 : L'optimisation du pH en coagulation-floculation à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus))

pH	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			Cactus Cc= 22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	Après		avant	Après		avant	Après	
4	5,1	3,25	36,27	5,1	2,18	57,25	5,1	3,38	33,72
5	5,1	3,87	24,11	5,1	2,34	54,11	5,1	3,12	38,82
6	5,1	1,67	67,25	5,1	1,21	76,27	5,1	2,19	57,05
6,2	5,1	1,56	69,41	5,1	1,09	78,62	5,1	2,09	59,01
6,8	5,1	0,87	82,94	5,1	0,87	82,94	5,1	1,34	73,72
7	5,1	0,16	96,86	5,1	0,45	91,17	5,1	0,87	82,94
7,2	5,1	0,35	93,13	5,1	0,92	81,96	5,1	0,38	92,54
7,6	5,1	0,87	82,94	5,1	1,12	78,03	5,1	0,45	91,17
7,8	5,1	1,21	76,27	5,1	1,45	71,56	5,1	0,63	87,64
8	5,1	1,34	73,72	5,1	2,24	56,07	5,1	1,12	78,03
9	5,1	2,17	57,45	5,1	2,46	51,76	5,1	2,98	41,56

6. L'optimisation de la dose du flocculant:

Tableau 22 : L'optimisation du flocculant à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus)) (pH = 7,6)

C _f (mg/l)	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			Cactus Cc= 22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	Avant	Après		avant	après		avant	après	
1	53,5	3,12	94,16	53,5	3,24	93,94	53,5	3,12	94,16
2	53,5	2,87	94,63	53,5	2,89	94,59	53,5	2,18	95,92
3	53,5	2,24	95,81	53,5	2,35	95,60	53,5	1,76	96,71
4	53,5	1,12	97,90	53,5	1,34	97,49	53,5	2,19	95,90
6	53,5	2,65	95,04	53,5	2,56	95,21	53,5	3,35	93,73
8	53,5	3,12	94,16	53,5	3,89	92,72	53,5	4,67	91,27

Tableau 23: L'optimisation du flocculant à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus)) (pH = 7,6)

C _f (mg/l)	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			Cactus Cc= 22 mg/l			alun Cc=54 (mg/l)		
	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)	La turbidité (NTU)		R(%)
	avant	après		avant	après		avant	après	
1	10,3	2,03	80,29	10,3	2,19	78,73	10,3	2,23	78,34
2	10,3	1,09	89,41	10,3	2,08	79,80	10,3	2,02	80,38
3	10,3	0,22	97,86	10,3	1,19	88,44	10,3	1,67	83,78
4	10,3	1,35	86,89	10,3	0,65	93,68	10,3	0,45	95,63
6	10,3	2,56	75,14	10,3	1,23	88,05	10,3	1,44	86,01
8	10,3	3,02	70,67	10,3	3,09	70	10,3	4,09	60,29

Tableau 24 : L'optimisation du floculant à 20 ° C (Le mélange lent est réglé à 30 tr / min, pendant 20 min). (Le mélange rapide est réglé à 200 tr / min, pendant 1 min (pour le chitosane) et 2 min (pour le cactus)) (pH = 7,6)

C _f (mg/l)	Chitosane Cc= 1.5 mg/l			R(%)	Cactus Cc= 22 mg/l			R(%)	alun Cc=54 (mg/l)			R(%)
	La turbidité (NTU)		R(%)		La turbidité (NTU)		R(%)		La turbidité (NTU)		R(%)	
	Avant	Après			Avant	Après			Avant	Après		
1	5,1	2,12	58,43	5,1	2,18	57,25	5,1	2,68	47,45			
2	5,1	1,68	67,05	5,1	1,45	71,56	5,1	2,12	58,43			
3	5,1	1,03	79,80	5,1	1,12	78,03	5,1	1,65	67,64			
4	5,1	1,13	77,84	5,1	1,88	63,13	5,1	1,86	63,52			
6	5,1	2,45	51,96	5,1	2,67	47,64	5,1	3,02	40,78			
8	5,1	4,56	10,58	5,1	4,45	12,74	5,1	4,56	10,58			

Annexe 2 : Le prétraitement par l'ultrafiltration seul :

Tableau 25: L'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa .

pression (bar)	Temps (min)	Volume (ml)	Q (l/h)	flux initial (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	1,56	8	0,3	153,84
2	1,02	8	0,47	235,29
3	0,5	8	0,96	480
4	0,39	8	1,23	615,38
5	0,29	8	1,65	827,58

Tableau 26: L'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage La membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa .

pression (bar)	Temps (min)	Volume (ml)	Q (l/h)	flux après colmatage (la solution sans prétraitement) (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	5,6	8	0,085	42,85
2	3,2	8	0,150	75
3	1,98	8	0,242	121,21
4	1,44	8	0,333	166,66
5	1,11	8	0,432	216,21

Tableau 27: L'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa

pression (bar)	Temps (min)	V (l)	Q (l/h)	flux initial (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	1,59	0,008	0,30	150,94
2	1,05	0,008	0,45	228,57
3	0,53	0,008	0,90	452,83
4	0,42	0,008	1,14	571,42
5	0,32	0,008	1,5	750

Tableau 28: L'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa

pression (bar)	Temps (min)	V (l)	Q (l/h)	flux après colmatage (la solution sans prétraitement) (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	7,4	0,008	0,064	32,43
2	4,23	0,008	0,113	56,73
3	2,45	0,008	0,195	97,95
4	1,57	0,008	0,305	152,86
5	1,25	0,008	0,384	192

Tableau 29: L'évolution de débit et de débit relatif en fonction du temps à 4 bars (sans prétraitement)(UF30)

T(min)	v (l)	Q/Q0	Q(l/h)
1,5	0,011	1	0,44
5	0,031	0,866	0,381
10	0,057	0,784	0,345
15	0,083	0,755	0,332
20	0,110	0,755	0,332
25	0,133	0,727	0,320
30	0,162	0,736	0,324
35	0,185	0,723	0,318
40	0,210	0,717	0,315
45	0,235	0,712	0,313
50	0,258	0,705	0,310
55	0,275	0,682	0,300
60	0,292	0,664	0,292

Tableau 30: L'évolution de débit et de débit relatif en fonction du temps à 4 bars (sans prétraitement):UF50

T (min)	V(ml)	Q(L/h)	Q/Q0
1,5	13	0,520	1
3	25	0,500	0,961
5	37,8	0,454	0,872
10	62	0,372	0,715
15	92	0,368	0,707
20	122	0,366	0,703
25	150	0,360	0,692
30	178	0,356	0,684
35	207	0,355	0,682
40	231,1	0,347	0,666
45	256	0,341	0,656
50	280	0,336	0,646
55	302	0,329	0,633
60	326	0,326	0,626

Tableau 31 : La détermination de l'indice de colmatage

La membrane (UF30)					La membrane UF50				
T(min)	t(s) cumulée	V (ml) cumulée	v(l)	T/V (s/L)	V(ml)	V(l)	T(min)	T (s)	T/V(s/L)
4,5	270	30,4	0,0304	8881,579	18	0,018	2,5	150	8333,333
8,1	486	52,1	0,0521	9328,215	38	0,038	5,6	336	8842,105
8,8	528	56,2	0,0562	9395,018	46,8	0,0468	7,5	450	9615,385
11,1	666	70,1	0,0701	9500,713	60,7	0,0607	9,8	588	10017,04
13,3	798	83,2	0,0832	9591,346	73,8	0,0738	12	720	10027,86
15,4	924	96	0,096	9625	86,6	0,0866	14,1	846	10000
17,8	1068	110	0,11	9709,091	100,6	0,1006	16,5	990	10040,57
19,9	1194	123	0,123	9707,317	111,6	0,1116	18,7	1122	10053,76
22,1	1326	136	0,136	9750	124,6	0,1246	20,9	1254	10064,21
24,5	1470	150	0,15	9800	138,6	0,1386	23,3	1398	10086,58
26,7	1602	163	0,163	9828,221	151,6	0,1516	25,5	1530	10092,35
28,9	1734	176	0,176	9852,273	164,6	0,1646	27,7	1662	10097,21
31,2	1872	190	0,19	9852,632	178,6	0,1786	30	1800	10078,39
33,4	2004	203	0,203	9871,921	191,6	0,1916	32,2	1932	10083,51
35,6	2136	216	0,216	9888,889	204,6	0,2046	34,4	2064	10087,98
38	2280	230	0,23	9913,043	218,6	0,2186	36,8	2208	10100,64
40,2	2412	243	0,243	9925,926	231,6	0,2316	39	2340	10103,63
42,5	2550	256	0,256	9960,938	244,6	0,2446	41,3	2478	10130,83
44,9	2694	270	0,27	9977,778	258,6	0,2586	43,7	2622	10139,21
47,3	2838	283	0,283	10028,27	271,6	0,2716	46,1	2766	10184,09
49,4	2964	296	0,296	10013,51	284,6	0,2846	48,2	2892	10161,63
52	3120	310	0,31	10064,52	298,6	0,2986	50,8	3048	10207,64
54,4	3264	323	0,323	10105,26	311,6	0,3116	53,2	3192	10243,9
56,8	3408	336	0,336	10142,86	324,6	0,3246	55,6	3336	10277,26
59,5	3570	350	0,35	10200	338,6	0,3386	58,3	3498	10330,77
62	3720	363	0,363	10247,93	351,6	0,3516	60,8	3648	10375,43
64,2	3852	376	0,376	10244,68	364,6	0,3646	63	3780	10367,53
66,9	4014	390	0,39	10292,31	378,6	0,3786	65,7	3942	10412,04
69,2	4152	403	0,403	10302,73	391,6	0,3916	68	4080	10418,79
71,9	4314	416	0,416	10370,19	404,6	0,4046	70,7	4242	10484,43
74,7	4482	430	0,43	10423,26	418,6	0,4186	73,5	4410	10535,12
77,2	4632	443	0,443	10455,98	431,6	0,4316	76	4560	10565,34
79,5	4770	456	0,456	10460,53	444,6	0,4446	78,3	4698	10566,8
82,5	4950	470	0,47	10531,91	458,6	0,4586	81,3	4878	10636,72
84,8	5088	483	0,483	10534,16	471,6	0,4716	83,6	5016	10636,13
87,4	5244	496	0,496	10572,58	484,6	0,4846	86,2	5172	10672,72
90,1	5406	510	0,51	10600	498,6	0,4986	88,9	5334	10697,95
91,5	5490	516	0,516	10639,53	504,6	0,5046	90,3	5418	10737,22
93,2	5592	523	0,523	10692,16	511,6	0,5116	92	5520	10789,68
96,2	5772	536	0,536	10768,66	524,6	0,5246	95	5700	10865,42
99	5940	550	0,55	10800	538,6	0,5386	97,8	5868	10894,91
101,5	6090	563	0,563	10817,05	551,6	0,5516	100,3	6018	10910,08
104	6240	576	0,576	10833,33	564,6	0,5646	102,8	6168	10924,55
106,6	6396	590	0,59	10840,68	578,6	0,5786	105,4	6324	10929,83
110,8	6648	613	0,613	10845,02	-	-	-	-	-

Tableau 32: Les analyses d'eau après UF seule :

Turbidité initial (NTU)	La membrane d'UF	Turbidité finale (NTU)	Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	Salinité (mg/l)	pH
53,5	30 KDa	1,35	4750	6263	7,3
	50 KDa	1,78	4580	6042	7,2

Annexe 3 : Le prétraitement par couplage :

« La coagulation -floculation-décantation couplé avec l'ultrafiltration »

Tableau 33: L'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage d'une membrane d'UF en cellulose régénérée (CR) [HC030] de seuil de coupure 30 KDa.

pression (bar)	Temps (min)	Volume (ml)	Q (l/h)	flux après colmatage (la solution après CFD) (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	2,15	8	0,223	111,62
2	1,22	8	0,393	196,72
3	0,72	8	0,666	333,33
4	0,57	8	0,842	421,05
5	0,43	8	1,116	558,13

Tableau 34 : l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage d'une membrane d'UF en polyacrylonitrile de seuil de coupure 50 KDa

pression (bar)	Temps (min)	V (l)	Q (l/h)	flux après colmatage (la solution après CFD) (l/h. m ²)
0	0	0	0	0
1	2,24	0,008	0,214	107,14
2	1,26	0,008	0,380	190,47
3	0,81	0,008	0,592	296,29
4	0,66	0,008	0,727	363,63
5	0,53	0,008	0,905	452,83

Tableau 35 : L'évolution de débit et de débit relatif en fonction du temps à 4 bars (après CFD) (UF30)

t(min)	V(ml)	t(h)	Q(l/h)	Q/Q0
0	38	0,030	1,266	1,000
3	63,2	0,050	1,254	0,535
5,4	112	0,090	1,244	0,491
10	200	0,167	1,200	0,474
13,5	264	0,225	1,173	0,463
15	293	0,250	1,172	0,463
18	342	0,300	1,140	0,450
22	397	0,367	1,083	0,427
28	498	0,467	1,067	0,421
32	562	0,533	1,054	0,416
35	612	0,583	1,049	0,414
38	664	0,633	1,048	0,414
41	672	0,683	0,983	0,388
45	742	0,750	0,989	0,391
50	792	0,833	0,950	0,375
54	833	0,900	0,926	0,365
57,8	886	0,963	0,920	0,363
60	920	1,000	0,920	0,363

Tableau 36: L'évolution de débit et de débit relatif en fonction du temps à 4 bars (après CFD) UF50

V(ml)	t(min)	Q(l/h)	Q/Q0
44,9	0	1,239	1,109
104,9	5	1,228	1,098
164,9	8	1,180	1,055
204,9	10	1,151	1,030
244,9	12	1,150	1,029
304,9	16	1,146	1,025
364,9	19	1,140	1,020
424,9	22	1,127	1,008
464,9	25	1,101	0,985
484,9	26	1,091	0,976
544,9	30	1,059	0,947
604,9	35	1,024	0,916
624,9	37	1,010	0,903
644,9	38	1,003	0,897
704,9	43	0,984	0,880
744,9	46	0,967	0,865
774,9	49	0,946	0,846
784,9	50	0,925	0,827
804,9	52	0,918	0,821
844,9	55	0,914	0,817
864,9	56	0,912	0,815
904,9	60	0,897	0,802

Tableau 37: La détermination de l'indice de colmatage

La membrane HC030					La membrane UH050		
Vc(l)	Vc(ml)	tc(min)	t(s)	tc/Vc (s/L)	Vc(ml)	tc(min)	tc/Vc (s/L)
0,038	38	1,84	110,20	2900	46	2,19	2866,30
0,063	63	3,06	183,65	2915	86	4,17	2915,70
0,08	80	3,89	233,60	2920	106	5,18	2932,08
0,1	100	4,88	293,00	2930	126	6,18	2946,43
0,12	120	5,88	352,80	2940	146	7,2	2959,59
0,14	140	6,88	413,00	2950	166	8,22	2971,99
0,16	160	7,89	473,60	2960	186	9,25	2983,87
0,18	180	8,91	534,60	2970	206	10,28	2995,39
0,2	200	9,93	596,00	2980	226	11,32	3006,64
0,22	220	10,96	657,80	2990	246	12,37	3017,68
0,24	240	12,00	720,00	3000	266	13,42	3028,57
0,26	260	13,04	782,60	3010	286	14,48	3039,34
0,28	280	14,09	845,60	3020	306	15,55	3050,00
0,3	300	15,15	909,00	3030	326	16,62	3060,58
0,32	320	16,21	972,80	3040	346	17,71	3071,10
0,34	340	17,28	1037,00	3050	366	18,79	3081,56
0,36	360	18,36	1101,60	3060	386	19,89	3091,97
0,38	380	19,44	1166,60	3070	406	21,22	3137,24
0,4	400	20,77	1246,00	3115	426	22,23	3131,67
0,42	420	21,76	1305,80	3109,048	446	23,57	3171,95
0,44	440	23,09	1385,60	3149,091	466	24,92	3208,73
0,46	460	24,42	1465,40	3185,652	486	26,26	3242,47
0,48	480	25,75	1545,20	3219,167	506	27,77	3293,48
0,5	500	27,25	1635,00	3270	526	29,28	3340,55
0,52	520	28,75	1724,80	3316,923	546	30,45	3347,18
0,54	540	29,91	1794,60	3323,333	566	31,96	3388,99
0,56	560	31,41	1884,40	3365	586	33,14	3393,50
0,58	580	32,57	1954,20	3369,31	606	34,98	3464,27
0,6	600	34,40	2064,00	3440	626	36,66	3514,38
0,62	620	36,06	2163,80	3490	646	38,1	3539,50
0,64	640	37,49	2249,60	3515	666	39,34	3544,97
0,66	660	38,72	2323,40	3520,303	686	41,36	3617,65
0,68	680	40,72	2443,20	3592,941	706	42,53	3614,87
0,7	700	41,88	2513,00	3590	726	44,12	3646,90
0,72	720	43,46	2607,80	3621,944	746	45,72	3677,23
0,74	740	45,04	2702,60	3652,162	766	47,43	3715,14
0,76	760	46,74	2804,40	3690	776	48,69	3765,14
0,77	770	48,00	2879,80	3740	786	50,41	3848,42
0,78	780	49,70	2982,20	3823,333	806	52,09	3877,68
0,8	800	51,37	3082,00	3852,5	826	53,59	3893,33
0,82	820	52,86	3171,80	3868,049	846	55,01	3901,43
0,84	840	54,26	3255,88	3876,049	866	56,42	3909,53
0,86	860	55,67	3340,28	3884,049	886	57,85	3917,62
0,88	880	57,08	3425,00	3892,049	906	59,27	3925,71
0,91	910	59,15	3549,04	3900,049	926	60,71	3933,79
0,925	925	60,25	3614,95	3908,049	946	62,15	3941,87
0,95	950	62,00	3720,25	3916,049	-	-	-

Tableau 38: Les analyses d'eau après CFD -UF :

Turbidité initial (NTU)	Dose optimal du chitosane (mg/l)	Dose de floculant (mg/l)	UF	Turbidité finale (NTU)	Conductivité (µs/cm)	Salinité (mg/l)	pH
			30 KDa	0,18	4844	3675	7,3
53,5	1,5	4	50 KDa	0,56	5034	3818	7,2

Annexe 4 : Influence des prétraitements sur les performances de la Nano filtration à l'échelle du laboratoire :

Tableau 39 : l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	Volume (l)	Débit (l/h)	Flux à 22,8°C (L/h.m2)	Flux à 20°C (L/h.m2)
0	0	0	0	0	0
1	25,12	0,008	0,019	9,55	8,75
2	12,22	0,008	0,039	19,63	17,99
3	7,25	0,008	0,066	33,1	30,32
4	7,1	0,01	0,084	42,25	38,7
5	5,57	0,01	0,107	53,85	49,33

Tableau 40 : l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF270 (Le perméat de la coagulation-floculation-décantation)

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C
1	31,2	8	0,015	7,692
2	16,3	8	0,029	14,723
3	11,23	8	0,042	21,371
4	10,56	10	0,056	28,409
5	9,55	10	0,062	31,413

Tableau 41: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF270 (Le perméat de l'ultrafiltration (UH050))

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C
1	28,2	8	0,017021	8,510638
2	15,7	8	0,030573	15,28662
3	9,2	8	0,052174	26,08696
4	8,8	10	0,068182	34,09091
5	7,1	10	0,084507	42,25352

Tableau 42: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF270 (Le perméat de l'ultrafiltration (HC030))

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C
1	29,4	8	0,016327	8,163265
2	16,3	8	0,029448	14,72393
3	10,3	8	0,046602	23,30097
4	8,4	10	0,071429	35,71429
5	6,5	10	0,092308	46,15385

Tableau 43: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF270 (le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (UH050))

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C après UF 50
1	26,7	8	0,017021	8,510638
2	14,2	8	0,030573	15,28662
3	7,7	8	0,052174	26,08696
4	7,3	10	0,068182	34,09091
5	5,6	10	0,084507	42,25352

Tableau 44: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF270 (le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC030))

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C après UF 30
1	26,5	8	0,018113	9,056604
2	13,6	8	0,035294	17,64706
3	8,6	8	0,055814	27,90698
4	8,42	10	0,071259	35,62945
5	6,87	10	0,087336	43,66812

Tableau 45 : l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage avec la membrane NF200

Pression (bar)	Temps (min)	v (ml)	Le Débit (l/h)	jp (22,6°C) (L/h.m2)	Jp (20°C) (L/h.m2)
1	27,12	4	0,008	4,42	4,07
2	13,22	7	0,031	15,88	14,64
3	7,25	7	0,057	28,96	26,7
4	7,19	10	0,083	41,72	38,47
5	5,57	10	0,107	53,85	49,65

Tableau 46: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF200 (Le perméat de la coagulation-floculation et décantation)

Pression (bar)	Temps (min)	v (ml)	Le Débit (l/h)	jp (20°C) (L/h.m2)
1	30,3	4	0,007921	3,960396
2	15,7	4	0,015287	7,643312
3	10,4	6	0,034615	17,30769
4	8,75	6	0,041143	20,57143
5	6,7	6	0,053731	26,86567

Tableau 47: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée avant colmatage avec la membrane NF200 (Le perméat de l'ultrafiltration (UH050))

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)
1	28,8	4	0,008333	4,166667
2	14,5	4	0,01824	9,12
3	8,36	6	0,043062	21,5311
4	7,55	8	0,063576	31,78808
5	6,3	8	0,07619	38,09524

Tableau 48: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF200 (Le perméat de l'ultrafiltration (HC030))

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)
1	29,1	4	0,008247	4,123711
2	14,2	4	0,016901	8,450704
3	8,12	6	0,044335	22,16749
4	7,77	8	0,061776	30,88803
5	6,12	8	0,078431	39,21569

Tableau 49: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF200 (le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (UH050))

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C)
1	27,8	4	0,008633	4,316547
2	13,5	4	0,017778	8,888889
3	7,36	6	0,048913	24,45652
4	6,55	8	0,073282	36,64122
5	5,3	8	0,090566	45,28302

Tableau 50: l'évolution du flux en fonction de la pression avec l'eau distillée après colmatage avec la membrane NF200 (le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC030))

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)
1	27,3	4	0,008791	4,395604
2	13	4	0,018462	9,230769
3	7,06	6	0,050992	25,49575
4	6,25	8	0,0768	38,4
5	5	8	0,096	48

Tableau 51: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de la coagulation-floculation-décantation avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité (mg/l)
1	34,2	6	0,010526316	5,263157895	1676	73,50198	1290,52
2	19,3	6	0,01865285	9,32642487	256	95,95257	197,12
3	14,23	6	0,025298665	12,6493324	234	96,3004	180,18
4	13,56	8	0,03539823	17,69911504	220	96,52174	169,4
5	12,55	8	0,038247012	19,12350598	165	97,3913	127,05

Tableau 52: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de l'ultrafiltration (UH050) avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité (mg/l)
1	32,2	8	0,014907	7,453416	1580	65,50218	1185
2	19,7	8	0,024365	12,18274	250	94,54148	187,5
3	13,2	8	0,036364	18,18182	232	94,9345	174
4	12,8	10	0,046875	23,4375	198	95,67686	148,5
5	11,1	10	0,054054	27,02703	135	97,0524	101,25

Tableau 53: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de l'ultrafiltration (HC030) avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité (mg/l)
1	32,4	8	0,014815	7,407407	1610	66,10526	1207,5
2	19,3	8	0,02487	12,43523	260	94,52632	195
3	13,3	8	0,03609	18,04511	236	95,03158	177
4	11,4	10	0,052632	26,31579	210	95,57895	157,5
5	9,5	10	0,063158	31,57895	130	97,26316	97,5

Tableau 54: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (UH050) avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C après UF 50	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité (mg/l)
1	29,7	8	0,016162	8,080808	1577	68,61343	1185
2	17,2	8	0,027907	13,95349	247	95,03377	187,5
3	11,2	8	0,042857	21,42857	229	95,39134	174
4	10,8	10	0,055556	27,77778	195	96,06675	148,5
5	9,1	10	0,065934	32,96703	132	97,31824	101,25

Tableau 55: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC030) avec la membrane NF270

La pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Q(l/h)	flux à 20 °C après UF 30	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité (mg/l)
1	30,5	8	0,015738	7,868852	1612	66,72172	1209
2	17,6	8	0,027273	13,63636	258	94,67382	193,5
3	12,6	8	0,038095	19,04762	234	95,16928	175,5
4	12,42	10	0,048309	24,15459	208	95,70603	156
5	10,87	10	0,055198	27,5989	130	97,31627	97,5

Tableau 56: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de la coagulation-floculation et décantation avec la membrane NF200

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité(mg/l)
1	33,8	4	0,007101	3,550296	1643	74,02372	1247,16
2	19,2	4	0,0125	6,25	223	96,47431	167,96
3	13,9	6	0,025899	12,94964	199	96,85375	151,24
4	12,25	6	0,029388	14,69388	187	97,04348	142,12
5	10,2	6	0,035294	17,64706	154	97,56522	117,04

Tableau 57: l'évolution du flux en fonction de la pression avec Le perméat de l'ultrafiltration (UH050) avec la membrane NF200

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité(mg/l)
1	31,3	4	0,007668	3,833866	1568	65,76419	1176
2	17	4	0,014118	7,058824	201	95,61135	150,75
3	10,86	6	0,033149	16,57459	179	96,0917	134,25
4	10,05	8	0,047761	23,8806	147	96,79039	110,25
5	8,8	8	0,054545	27,27273	124	97,29258	93

Tableau 58: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de l'ultrafiltration (HC030) avec la membrane NF200

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C) (L/h.m2)	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité(mg/l)
1	32,1	4	0,007477	3,738318	1545	67,47368	1158,75
2	17,2	4	0,013953	6,976744	198	95,83158	148,5
3	11,12	6	0,032374	16,18705	188	96,04211	141
4	10,77	8	0,044568	22,28412	176	96,29474	132
5	9,12	8	0,052632	26,31579	120	97,47368	90

Tableau 59: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (UH050) avec la membrane NF200

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C)	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité(mg/l)
1	30,8	4	0,007792	3,896104	1564	68,93127	1173
2	16,5	4	0,014545	7,272727	191	96,2058	143,25
3	10,36	6	0,034749	17,37452	169	96,64283	126,75
4	9,55	8	0,050262	25,13089	154	96,9408	115,5
5	8,3	8	0,057831	28,91566	122	97,57648	91,5

Tableau 60: l'évolution du flux en fonction de la pression avec le perméat de couplage : coagulation-floculation-décantation et l'ultrafiltration (HC030) avec la membrane NF200

pression (bar)	temps (min)	volume (ml)	Le Débit (l/h)	flux Jp (20°C)	Cond (µs/cm)	Taux de rétention	salinité(mg/l)
1	30,1	4	0,007973	3,986711	1545	68,10487	1158,75
2	15,8	4	0,01519	7,594937	198	95,91247	148,5
3	9,86	6	0,036511	18,25558	188	96,11891	141
4	9,05	8	0,053039	26,51934	176	96,36664	132
5	7,8	8	0,061538	30,76923	120	97,52271	90

Tableau 61: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF270 (Le perméat de la coagulation-floculation et décantation)

tc(min)	Vc(ml)	Vc(l)	tc(s)	tc/Vc
3	5,1	0,0051	180	35294,1176
5	6,7	0,0067	300	44776,1194
8	8,8	0,0088	480	54545,4545
10	9,4	0,0094	600	63829,7872
12	10,6	0,0106	720	67924,5283
15	11,3	0,0113	900	79646,0177
17	12,5	0,0125	1020	81600
20	13,7	0,0137	1200	87591,2409
22	14,8	0,0148	1320	89189,1892
25	16,3	0,0163	1500	92024,5399
27	17,8	0,0178	1620	91011,236
30	19,3	0,0193	1800	93264,2487
32	20,5	0,0205	1920	93658,5366
35	22,2	0,0222	2100	94594,5946
37	23,8	0,0238	2220	93277,3109
40	25,2	0,0252	2400	95238,0952
42	26,7	0,0267	2520	94382,0225
45	28,2	0,0282	2700	95744,6809
47	29,6	0,0296	2820	95270,2703
50	31	0,031	3000	96774,1935
52	32,5	0,0325	3120	96000
55	34,2	0,0342	3300	96491,2281
57	35,3	0,0353	3420	96883,8527
60	36,7	0,0367	3600	98092,6431
62	37	0,037	3720	100540,541
65	37,9	0,0379	3900	102902,375
70	39	0,039	4200	107692,308
72	39,3	0,0393	4320	109923,664
75	39,5	0,0395	4500	113924,051
78	39,7	0,0397	4680	117884,131
80	39,9	0,0399	4800	120300,752

Tableau 62: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF270 (Le perméat après l'ultrafiltration (UH050))

tc(min)	Vc(ml)	Vc(l) après UF 50	tc(s)	tc/Vc
3	5,3	0,0053	180	33962,2642
5	8,2	0,0082	300	36585,3659
8	11,3	0,0113	480	42477,8761
10	12,7	0,0127	600	47244,0945
12	13,8	0,0138	720	52173,913
15	14,8	0,0148	900	60810,8108
17	15,6	0,0156	1020	65384,6154
20	16,2	0,0162	1200	74074,0741
22	16,8	0,0168	1320	78571,4286
25	17,4	0,0174	1500	86206,8966
27	18,9	0,0189	1620	85714,2857
30	20,5	0,0205	1800	87804,878
32	22	0,022	1920	87272,7273
35	24	0,024	2100	87500
37	25,3	0,0253	2220	87747,0356
40	27	0,027	2400	88888,8889
42	28,7	0,0287	2520	87804,878
45	30	0,03	2700	90000
47	31	0,031	2820	90967,7419
50	33	0,033	3000	90909,0909
52	34	0,034	3120	91764,7059
55	35,4	0,0354	3300	93220,339
57	37,2	0,0372	3420	91935,4839
60	39,2	0,0392	3600	91836,7347
62	40,8	0,0408	3720	91176,4706
65	41,7	0,0417	3900	93525,1799
70	42,8	0,0428	4200	98130,8411
72	43,1	0,0431	4320	100232,019
75	43,3	0,0433	4500	103926,097
78	43,5	0,0435	4680	107586,207
80	43,7	0,0437	4800	109839,817

Tableau 63: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF270 (Le perméat après l'ultrafiltration (UF30))

tc(min)	Vc(ml)	Vc(l) après UF 30	tc(s)	tc/Vc
3	5,9	0,0059	180	30508,4746
5	8,9	0,0089	300	33707,8652
8	11,7	0,0117	480	41025,641
10	13,5	0,0135	600	44444,4444
12	14,1	0,0141	720	51063,8298
15	15,6	0,0156	900	57692,3077
17	16,6	0,0166	1020	61445,7831
20	17	0,017	1200	70588,2353
22	17,6	0,0176	1320	75000
25	18,7	0,0187	1500	80213,9037
27	19,8	0,0198	1620	81818,1818
30	21,1	0,0211	1800	85308,0569
32	23,1	0,0231	1920	83116,8831
35	25	0,025	2100	84000
37	27,1	0,0271	2220	81918,8192
40	29	0,029	2400	82758,6207
42	31	0,031	2520	81290,3226
45	33	0,033	2700	81818,1818
47	33,8	0,0338	2820	83431,9527
50	34,8	0,0348	3000	86206,8966
52	35,8	0,0358	3120	87150,838
55	37,5	0,0375	3300	88000
57	38	0,038	3420	90000
60	40	0,04	3600	90000
62	42	0,042	3720	88571,4286
65	43,3	0,0433	3900	90069,2841
70	44,6	0,0446	4200	94170,4036
72	44,9	0,0449	4320	96213,8085
75	45,1	0,0451	4500	99778,2705
78	45,3	0,0453	4680	103311,258
80	45,5	0,0455	4800	105494,505

Tableau 64: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF270 (Le perméat de couplage : la coagulation-floculation et décantation avec l'ultrafiltration (UH050))

tc(min)	Vc(ml)	Vc(l) après UF 50	tc(s)	tc/Vc
3	4,7	0,0047	180	38297,8723
5	7,7	0,0077	300	38961,039
8	11	0,011	480	43636,3636
10	12,2	0,0122	600	49180,3279
12	13,6	0,0136	720	52941,1765
15	14,3	0,0143	900	62937,0629
17	15	0,015	1020	68000
20	15,7	0,0157	1200	76433,121
22	16	0,016	1320	82500
25	16,9	0,0169	1500	88757,3964
27	18,2	0,0182	1620	89010,989
30	19,6	0,0196	1800	91836,7347
32	21,5	0,0215	1920	89302,3256
35	23,2	0,0232	2100	90517,2414
37	24,8	0,0248	2220	89516,129
40	27,2	0,0272	2400	88235,2941
42	28,8	0,0288	2520	87500
45	31,2	0,0312	2700	86538,4615
47	32,1	0,0321	2820	87850,4673
50	33,5	0,0335	3000	89552,2388
52	34,2	0,0342	3120	91228,0702
55	35,7	0,0357	3300	92436,9748
57	36,8	0,0368	3420	92934,7826
60	38,2	0,0382	3600	94240,8377
62	40,1	0,0401	3720	92768,0798
65	41	0,041	3900	95121,9512
70	42,1	0,0421	4200	99762,4703
72	42,4	0,0424	4320	101886,792
75	42,8	0,0428	4500	105140,187
78	43	0,043	4680	108837,209
80	44	0,044	4800	109090,909

Tableau 65: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF270 (Le perméat de couplage : la coagulation-floculation et décantation avec l'ultrafiltration (HC030))

tc(min)	Vc(ml)	Vc(l) après UF 30	tc(s)	tc/Vc
3	5,2	0,0052	180	34615,3846
5	8,2	0,0082	300	36585,3659
8	11,3	0,0113	480	42477,8761
10	12,8	0,0128	600	46875
12	13,1	0,0131	720	54961,8321
15	14,9	0,0149	900	60402,6846
17	15,4	0,0154	1020	66233,7662
20	16,3	0,0163	1200	73619,6319
22	17,3	0,0173	1320	76300,578
25	17,85	0,01785	1500	84033,6134
27	18,4	0,0184	1620	88043,4783
30	20,25	0,02025	1800	88888,8889
32	22	0,022	1920	87272,7273
35	24,15	0,02415	2100	86956,5217
37	26	0,026	2220	85384,6154
40	28,15	0,02815	2400	85257,5488
42	29,6	0,0296	2520	85135,1351
45	32,15	0,03215	2700	83981,3375
47	32,4	0,0324	2820	87037,037
50	33,95	0,03395	3000	88365,243
52	34,2	0,0342	3120	91228,0702
55	36,65	0,03665	3300	90040,9277
57	37,8	0,0378	3420	90476,1905
60	39,15	0,03915	3600	91954,023
62	41,2	0,0412	3720	90291,2621
65	42,1	0,0421	3900	92636,5796
70	43,2	0,0432	4200	97222,2222
72	43,5	0,0435	4320	99310,3448
75	43,7	0,0437	4500	102974,828
78	43,9	0,0439	4680	106605,923
80	44,1	0,0441	4800	108843,537

Tableau 66: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF200 (le perméat après CFD)

tc(min)	tc (s)	Vc	Vc(l)	tc/Vc
3	180	3,9	0,0039	46153,8462
5	300	5,4	0,0054	55555,5556
8	480	6,8	0,0068	70588,2353
10	600	7,9	0,0079	75949,3671
12	720	8,6	0,0086	83720,9302
15	900	10	0,01	90000
17	1020	11	0,011	92727,2727
20	1200	12,6	0,0126	95238,0952
22	1320	13,7	0,0137	96350,365
25	1500	14,9	0,0149	100671,141
27	1620	15,8	0,0158	102531,646
30	1800	17,3	0,0173	104046,243
32	1920	18,5	0,0185	103783,784
35	2100	20,2	0,0202	103960,396
37	2220	21,8	0,0218	101834,862
40	2400	23,3	0,0233	103004,292
42	2520	24,7	0,0247	102024,291
45	2700	26,2	0,0262	103053,435
47	2820	27,6	0,0276	102173,913
50	3000	29	0,029	103448,276
52	3120	29,9	0,0299	104347,826
55	3300	31,6	0,0316	104430,38
57	3420	32,7	0,0327	104587,156
60	3600	34,1	0,0341	105571,848
62	3720	34,3	0,0343	108454,81
65	3900	35,1	0,0351	111111,111
70	4200	36,3	0,0363	115702,479
72	4320	36,5	0,0365	118356,164
75	4500	36,7	0,0367	122615,804
78	4680	36,9	0,0369	126829,268
80	4800	37,3	0,0373	128686,327

Tableau 67: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF200 (le perméat après UF50)

tc(min)	tc (s)	V	V(l) après UF50	tc/Vc
3	180	5,9	0,0059	30508,4746
5	300	8,4	0,0084	35714,2857
8	480	9,8	0,0098	48979,5918
10	600	12	0,012	50000
12	720	13,4	0,0134	53731,3433
15	900	14,3	0,0143	62937,0629
17	1020	15,3	0,0153	66666,6667
20	1200	16,9	0,0169	71005,9172
22	1320	17,5	0,0175	75428,5714
25	1500	19,2	0,0192	78125
27	1620	20,1	0,0201	80597,0149
30	1800	21,5	0,0215	83720,9302
32	1920	23,5	0,0235	81702,1277
35	2100	26,7	0,0267	78651,6854
37	2220	27,3	0,0273	81318,6813
40	2400	29,7	0,0297	80808,0808
42	2520	30,1	0,0301	83720,9302
45	2700	32,7	0,0327	82568,8073
47	2820	33	0,033	85454,5455
50	3000	35,5	0,0355	84507,0423
52	3120	36,4	0,0364	85714,2857
55	3300	38,7	0,0387	85271,3178
57	3420	39,1	0,0391	87468,0307
60	3600	41,2	0,0412	87378,6408
62	3720	42	0,042	88571,4286
65	3900	42,9	0,0429	90909,0909
70	4200	44	0,044	95454,5455
72	4320	44,3	0,0443	97516,93
75	4500	44,5	0,0445	101123,596
78	4680	44,7	0,0447	104697,987
80	4800	44,9	0,0449	106904,232

Tableau 68: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF200 (le perméat après UF30).

tc(min)	tc (s)	V	V(l) après UF50	tc/Vc
3	180	7,4	0,0074	24324,3243
5	300	9,9	0,0099	30303,0303
8	480	11,4	0,0114	42105,2632
10	600	13,5	0,0135	44444,4444
12	720	14,3	0,0143	50349,6503
15	900	15,8	0,0158	56962,0253
17	1020	16,7	0,0167	61077,8443
20	1200	18,4	0,0184	65217,3913
22	1320	19,5	0,0195	67692,3077
25	1500	20,7	0,0207	72463,7681
27	1620	22	0,022	73636,3636
30	1800	23,5	0,0235	76595,7447
32	1920	25,8	0,0258	74418,6047
35	2100	28,2	0,0282	74468,0851
37	2220	29,6	0,0296	75000
40	2400	31,2	0,0312	76923,0769
42	2520	32,7	0,0327	77064,2202
45	2700	34,2	0,0342	78947,3684
47	2820	35,4	0,0354	79661,0169
50	3000	37	0,037	81081,0811
52	3120	38,7	0,0387	80620,155
55	3300	40,2	0,0402	82089,5522
57	3420	41,8	0,0418	81818,1818
60	3600	42,7	0,0427	84309,1335
62	3720	43,7	0,0437	85125,8581
65	3900	44,6	0,0446	87443,9462
70	4200	45,7	0,0457	91903,7199
72	4320	46	0,046	93913,0435
75	4500	46,2	0,0462	97402,5974
78	4680	46,4	0,0464	100862,069
80	4800	46,6	0,0466	103004,292

Tableau 69: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF200 (le perméat après couplage CFD-UF50).

tc(min)	tc (s)	Vc	Vc(l) après UF50	tc/Vc
3	180	4,9	0,0049	36734,6939
5	300	7,4	0,0074	40540,5405
8	480	9,5	0,0095	50526,3158
10	600	11	0,011	54545,4545
12	720	12	0,012	60000
15	900	13,3	0,0133	67669,1729
17	1020	14,8	0,0148	68918,9189
20	1200	15,9	0,0159	75471,6981
22	1320	17	0,017	77647,0588
25	1500	18,2	0,0182	82417,5824
27	1620	19	0,019	85263,1579
30	1800	20,8	0,0208	86538,4615
32	1920	23	0,023	83478,2609
35	2100	25,7	0,0257	81712,0623
37	2220	27,7	0,0277	80144,4043
40	2400	28,7	0,0287	83623,6934
42	2520	29,7	0,0297	84848,4848
45	2700	31,7	0,0317	85173,5016
47	2820	32,7	0,0327	86238,5321
50	3000	34,5	0,0345	86956,5217
52	3120	35,7	0,0357	87394,958
55	3300	37,7	0,0377	87533,1565
57	3420	39	0,039	87692,3077
60	3600	40,2	0,0402	89552,2388
62	3720	42,6	0,0426	87323,9437
65	3900	43,9	0,0439	88838,2688
70	4200	45	0,045	93333,3333
72	4320	45,3	0,0453	95364,2384
75	4500	45,5	0,0455	98901,0989
78	4680	45,7	0,0457	102407,002
80	4800	45,9	0,0459	104575,163

Tableau 70: La détermination du pouvoir de colmatage de la membrane NF200 (le perméat après couplage CFD-UF30).

tc(min)	tc (s)	Vc	Vc(l) après UF50	tc/Vc
3	180	5,3	0,0053	33962,2642
5	300	7,8	0,0078	38461,5385
8	480	10,5	0,0105	45714,2857
10	600	11,4	0,0114	52631,5789
12	720	12,5	0,0125	57600
15	900	13,7	0,0137	65693,4307
17	1020	15	0,015	68000
20	1200	16,3	0,0163	73619,6319
22	1320	17,4	0,0174	75862,069
25	1500	18,6	0,0186	80645,1613
27	1620	19,7	0,0197	82233,5025
30	1800	21	0,021	85714,2857
32	1920	23	0,023	83478,2609
35	2100	26,1	0,0261	80459,7701
37	2220	27,4	0,0274	81021,8978
40	2400	29,1	0,0291	82474,2268
42	2520	30,5	0,0305	82622,9508
45	2700	32,1	0,0321	84112,1495
47	2820	33,5	0,0335	84179,1045
50	3000	34,9	0,0349	85959,8854
52	3120	36,3	0,0363	85950,4132
55	3300	38,1	0,0381	86614,1732
57	3420	39	0,039	87692,3077
60	3600	40,6	0,0406	88669,9507
62	3720	42	0,042	88571,4286
65	3900	43,5	0,0435	89655,1724
70	4200	45,7	0,0457	91903,7199
72	4320	46	0,046	93913,0435
75	4500	46,8	0,0468	96153,8462
78	4680	47	0,047	99574,4681
80	4800	47,4	0,0474	101265,823