

UNIVERSITE ASSANE SECK DE ZIGUINCHOR



UFR Sciences et Technologies

Département de chimie



Mémoire de Master

Spécialité : **Chimie du Solide et des Matériaux**

Présenté par :

Marcel Dominique DIOUF

Titre :

**DESSALEMENT DE L'EAU DU FLEUVE CASAMANCE PAR LA
TECHNIQUE MEMBRANAIRE D'OSMOSE INVERSE**

Soutenu publiquement le 28/10/2023 devant le jury composé de :

Président	Pr. Magatte CAMARA	Professeur Titulaire, UASZ
Rapporteur	Dr. Mohamad Moustapha DIEME	Chercheur-associé, UASZ
Examineurs	Dr. Gaëtan BLANDIN	Chercheur, UdG
	Mme. Madeleine Nguidé SARR	Ingénieure, UASZ
Directeur	Pr. Saïdou Nourou DIOP	Maître de Conférences, UASZ

Dédicaces

Toute la gloire te revienne Seigneur car mon secours est dans ton nom Eternel, tu es mon bouclier, ma forteresse, mon Dieu en qui je me confie celui qui me comble de toutes grâces et de tous bienfaits.

À mon père Paul et surtout à ma mère Marie Hyacinthe SARR qui ont été mes premiers pédagogues et pour tout ce qu'ils ont fait pour que je parvienne à la réussite dans les meilleures conditions.

À mon grand-père son Éminence le Cardinal Théodore Adrien SARR pour ses prières et ses encouragements à faire des études et une carrière scientifique.

À ma tante Thérèse SARR et mon grand frère Jean Baptiste Pierre DIOUF ainsi que tous les membres de la famille pour tout leur soutien.

À toutes les personnes qui ont participé à ma formation au cours de mes études.

À mes condisciples ainsi que mes amis pour leur soutien éducatif et social.

À Jean Baptiste DIENE et tous les membres de sa famille pour l'accueil durant mon cursus étudiant à Ziguinchor.

Remerciements

Je tiens à adresser mes sincères remerciements et exprimer ma gratitude envers le Docteur Saïdou Nourou DIOP chef du département de chimie d'avoir accepté d'être mon encadreur et d'initier mes pas dans la recherche scientifique. Merci pour ta disponibilité, ton sens de l'écoute, ta patience et tes conseils apportés pour que ce travail soit fait avec méthode et rigueur.

J'exprime ma gratitude à l'égard des enseignants qui ont accepté d'accorder une partie de leur temps à examiner ce modeste travail : le Professeur Magatte CAMARA Président du jury, Dr Gaëtan BLANDIN et Mme Madeleine Nguidé SARR Examineurs et le Docteur Mohamad Moustapha DIEME Rapporteur.

Je remercie chaleureusement Madame Madeleine Nguidé SARR, ingénieure du Laboratoire d'Analyse et de Traitement de l'Eau (LATE) de l'université Assane Seck de Ziguinchor pour son aide sur la caractérisation des eaux et ses conseils.

Je remercie profondément le Docteur Mohamad DIEME pour son assistance sur mes débuts en simulation avec le logiciel ROSA, en manipulation avec la station non moins que pour ses suggestions sur ce travail.

Je remercie amicalement mes condisciples : Ismaïla DIOP, Cheikh MBAYE, Souleymane MBAYE, Mamadou SARR, Mohamed DIARRA, Marie SOW, Ndeye Rokhaya DIATTA, Pape Alioune DIA ainsi que le reste de la promotion.

Je remercie mes collègues de l'entreprise Dior Business Enterprise.

Également mes remerciements vont aussi à l'endroit du Docteur Mbaye Diagne MBAYE ainsi que tous les professeurs du département d'avoir accepté ma candidature en Licence de chimie mais aussi pour les cours de qualité dont ils nous ont dispensé tout au long de notre cursus universitaire.

Table des matières

Dédicaces	i
Remerciements	ii
Table des matières	iii
Liste des tableaux	vii
Liste des figures	viii
Abréviations	x
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE I : GENERALITES.....	3
I.1. Généralités sur l'eau	3
I.1.1. Normes de qualité.....	3
I.1.2. Analyses de la qualité de l'eau	4
I.1.2.1. Analyses bactériologiques.....	4
I.1.2.2. Analyses physico-chimiques	4
I.1.2.2.1. Turbidité.....	4
I.1.2.2.2. Potentiel hydrogène (pH).....	5
I.1.2.2.3. Conductivité.....	5
I.1.2.2.4. Titres de l'eau	9
I.1.2.2.4.1. Titre alcalimétrique simple	9
I.1.2.2.4.2. Titre alcalimétrique complet.....	9
I.1.2.2.4.3. Titre hydrotimétrique.....	9
I.2. Généralités sur les membranes.....	10
I.2.1. Définition.....	10
I.2.2. Structure et nature des membranes	11
I.2.3. Différents types de membranes	11
I.2.4. Fonctionnement des membranes	12
I.2.4.1. Mécanisme de transfert mis en jeu.....	12
I.2.4.1.1. Tamisage	13
I.2.4.1.2. Perméation	13
I.2.4.1.3. Dialyse	13
I.2.4.2. Paramètres de performance	13
I.2.4.2.1. Flux à travers la membrane.....	13
I.2.4.2.2. Taux de rejet (TR).....	13
I.2.4.2.3. Taux de conversion (Y)	14
I.2.5. Types de filtration.....	14
I.2.5.1. Filtration frontale.....	14

I.2.5.2. Filtration tangentielle	15
I.2.6. Colmatage et nettoyage des membranes	16
I.2.6.1. Types de colmatage	17
I.2.6.1.1. Colmatage organique	17
I.2.6.1.2. Colmatage inorganique	17
I.2.6.1.3. Colmatage des colloïdes	18
I.2.6.1.4. Colmatage de film biologique.....	18
I.2.6.2. Indice de colmatage (IC) ou silt density index (SDI).....	18
I.2.6.3. Types de nettoyage.....	19
I.2.6.4. Solutions de nettoyage	19
I.2.6.5. Évaluation de l'efficacité d'un nettoyage.....	20
I.3. Généralités sur les procédés membranaires	21
I.3.1. Microfiltration et Ultrafiltration	21
I.3.1.1. Principe.....	21
I.3.1.2. Mécanismes de transfert.....	21
I.3.1.3. Applications	21
I.3.2. Nanofiltration.....	22
I.3.2.1. Principe.....	22
I.3.2.2. Mécanismes de transfert.....	23
I.3.2.3. Applications	24
I.3.3. Osmose inverse.....	25
I.3.3.1. Principe.....	25
I.3.3.2. Mécanismes de transfert.....	26
I.3.3.3. Applications	27
I.3.4. Électrodialyse	27
I.3.4.1. Principe.....	27
I.3.4.2. Mécanismes de transfert.....	28
I.3.4.3. Applications	28
CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES	29
II.1. Matériels	29
II.1.1. Appareils de mesures	29
II.1.2. Station pilote d'osmose inverse.....	31
II.1.2.1. Alimentation	32
II.1.2.2. Prétraitement physique.....	32
II.1.2.3. Modules d'osmose inverse.....	32
II.1.2.4. Service auxiliaire ou système de rinçage	33
II.1.2.5. Centrale de mesures	33
II.1.2.6. Alarmes	33
II.1.3. Membranes utilisées.....	33

II.2. Méthodes	34
II.2.1. Caractérisation de l'eau brute.....	34
II.2.2. Logiciel de simulation ROSA	35
II.2.3. Protocole expérimental.....	43
CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS	44
III.1. Résultats pour la solution S_1	44
III.1.1. Résultats pour une conversion de 30 %	44
III.1.1.1. Résultats des simulations et des expériences.....	44
III.1.1.2. Interprétation des résultats.....	46
III.1.2. Résultats pour une conversion de 35 %	47
III.1.2.1. Résultats des simulations et des expériences.....	47
III.1.2.2. Interprétation des résultats.....	49
III.1.3. Résultats pour une conversion de 40 %	50
III.1.3.1. Résultats des simulations et des expériences.....	50
III.1.3.2. Interprétation des résultats.....	52
III.1.4. Résultats pour une conversion de 45 %	53
III.1.4.1. Résultats des simulations et des expériences.....	53
III.1.4.2. Interprétation des résultats.....	55
III.2. Résultats pour la solution S_2	56
III.2.1. Résultats pour une conversion de 30 %	56
III.2.1.1. Résultats des simulations et des expériences.....	56
III.2.1.2. Interprétation des résultats.....	58
III.2.2. Résultats pour une conversion de 35 %	59
III.2.2.1. Résultats des simulations et des expériences.....	59
III.2.2.2. Interprétation des résultats.....	61
III.2.3. Résultats pour une conversion de 40 %	62
III.2.3.1. Résultats des simulations et des expériences.....	62
III.2.3.2. Interprétation des résultats.....	64
III.2.4. Résultats pour une conversion de 45 %	65
III.2.4.1. Résultats des simulations et des expériences.....	65
III.2.4.2. Interprétation des résultats.....	67
III.3. Caractérisation des perméats	68
CONCLUSION	70
Références	72
Bibliographie.....	72
Webographie	75

Annexes.....	76
Annexe 1 : Description des caractéristiques techniques de la station.....	76
Annexe 2 : Fichiers des simulations de la solution S_1	80
Annexe 2a : Pour une conversion de 30 %	80
Annexe 2b : Pour une conversion de 35 %	83
Annexe 2c : Pour une conversion de 40 %	85
Annexe 2d : Pour une conversion de 45 %	87
Annexe 3 : Fichiers des simulations de la solution S_2	89
Annexe 3a : Pour une conversion de 30 %	89
Annexe 3b : Pour une conversion de 35 %	91
Annexe 3c : Pour une conversion de 40 %	93
Annexe 3d : Pour une conversion de 45 %	95

Liste des tableaux

Tableau I.1: Paramètres physico-chimiques de l'eau	4
Tableau I.2 : Nature de l'eau en fonction des classes de turbidité usuelles.....	5
Tableau I.3 : Nature du milieu en fonction de la valeur du pH.....	5
Tableau I. 4 : Salinité de l'eau en fonction de la conductivité.....	6
Tableau I.5 : Valeurs guides des oligo-éléments dans l'eau potable	9
Tableau I.6 : Solutions de nettoyage selon les types de dépôts.....	20
Tableau II.1 : Caractéristiques et limites de la membrane	34
Tableau II.2 : Caractérisation de l'eau du fleuve Casamance.....	34
Tableau II.3 : Caractérisation des solutions diluées.....	35
Tableau III.1 : Données des simulations de la solution S ₁ pour une conversion de 30 %	44
Tableau III.2 : Données des expériences de la solution S ₁ pour une conversion en simulation de 30 %	45
Tableau III.3 : Données des simulations de la solution S ₁ pour une conversion de 35 %	48
Tableau III.4 : Données des expériences de la solution S ₁ pour une conversion en simulation de 35 %	48
Tableau III.5 : Données des simulations de la solution S ₁ pour une conversion de 40 %	51
Tableau III.6 : Données des expériences de la solution S ₁ pour une conversion en simulation de 40 %	51
Tableau III.7 : Données des simulations de la solution S ₁ pour une conversion de 45 %	54
Tableau III.8 : Données des expériences de la solution S ₁ pour une conversion en simulation de 45 %	54
Tableau III.9 : Données des simulations de la solution S ₂ pour une conversion de 30 %	57
Tableau III.10 : Données des expériences de la solution S ₂ pour une conversion en simulation de 30 %	57
Tableau III.11 : Données des simulations de la solution S ₂ pour une conversion de 35 %	60
Tableau III.12 : Données des expériences de la solution S ₂ pour une conversion en simulation de 35 %	60
Tableau III.13 : Données des simulations de la solution S ₂ pour une conversion de 40 %.....	63
Tableau III.14 : Données des expériences de la solution S ₂ pour une conversion en simulation de 40 %	63
Tableau III.15 : Données des simulations de la solution S ₂ pour une conversion de 45 %.....	66
Tableau III.16 : Données des expériences de la solution S ₂ pour une conversion en simulation de 45 %	66
Tableau III.17 : Caractérisation des perméats des solutions S ₁ et S ₂	69

Liste des figures

Figure I.1 : Nature de l'eau selon les valeurs du titre hydrotimétrique	10
Figure I.2 : Schéma du principe de fonctionnement d'une membrane	10
Figure I.3 : Différents types de membranes	12
Figure I.4 : Schéma du principe de la filtration frontale	15
Figure I.5 : Schéma du principe de la filtration tangentielle	16
Figure I.6 : Schéma illustratif du colmatage (gâteau)	17
Figure I.7 : Place de la nanofiltration entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration.....	23
Figure I.8 : Différents types d'osmose.....	26
Figure I.9 : Schéma du principe de l'électrodialyse	28
Figure II.1 : pH-mètre WTW pH 3110.....	30
Figure II.2 : Conductimètre WTW cond 3110	30
Figure II.3 : Appareil HI 9811-5.....	31
Figure II.4 : Conductimètre CO 3000 L.....	31
Figure II.5 : Station pilote de dessalement par osmose inverse	32
Figure II.6 : Première étape setup simulation ROSA.....	36
Figure II.7 : Deuxième étape setup simulation ROSA.....	37
Figure II.8 : Troisième étape setup simulation ROSA	38
Figure II.9 : Quatrième étape (1) setup simulation ROSA.....	39
Figure II.10 : Quatrième étape (2) setup simulation ROSA.....	40
Figure III.1 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₁ ; Y = 30 %)	46
Figure III.2 : Taux de conversion (30 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₁	46
Figure III.3 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₁ ; Y = 35 %)	49
Figure III.4 : Taux de conversion (35 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₁	49
Figure III.5 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₁ ; Y = 40 %)	52
Figure III.6 : Taux de conversion (40 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₁	52
Figure III.7 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₁ ; Y = 45 %)	55
Figure III.8 : Taux de conversion (45 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₁	55
Figure III.9 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₂ ; Y = 30 %)	58
Figure III.10 : Taux de conversion (30 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₂	58

Figure III.11 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₂ ; Y = 35 %)	61
Figure III.12 : Taux de conversion (35 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₂	61
Figure III.13 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₂ ; Y = 40 %)	64
Figure III.14 : Taux de conversion (40 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₂	64
Figure III.15 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S ₂ ; Y = 45 %)	67
Figure III.16 : Taux de conversion (45 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S ₂	67
Figure III.17 : Perméats de la solution S ₁	69
Figure III.18 : Perméats de la solution S ₂	69

Abréviations

σ_p : conductivité dans le perméat

CE : conductivité électrique (σ)

Da : dalton

Qo : débit d'alimentation

Qp : débit de perméat

°C : degré Celsius

°f : degré français

Fig : figure

F : fréquence

g/l : gramme par litre

MF : microfiltration

$\mu\text{S/cm}$: microsiemens par centimètre

meq/l : milliéquivalent par litre

mg/l : milligramme par litre

ml : millilitre

m^3/h : mètre cube par heure

NF : nanofiltration

NTU : « nephelometric turbidity unit » ; (unité de turbidité néphélométrique)

OMS : organisation mondiale de la santé

OI : osmose inverse

ppt : partie par trillion

pH : potentiel d'hydrogène

Pa : pression d'alimentation

PE 6 (P. T₁+T₂+T₃) : produit général

R&D : recherche et développement

ROSA : « reverse osmosis system analysis »

SDI : « silt density index »

Tab : tableau

Y : taux de conversion

TR : taux de rejet ou taux de rétention

Temp : température

TAC : titre alcalimétrique complet

TA : titre alcalimétrique simple

TH : titre hydrotimétrique

TDS : « total dissolved solids »

UF : ultrafiltration

2,5" : 2,5 pouces



INTRODUCTION



INTRODUCTION

INTRODUCTION

L'eau est une ressource naturelle, essentielle et indispensable pour la vie sur terre. L'eau est très abondante sur le globe terrestre, représentant environ 71% de sa surface ; cependant 97% des ressources en eau de la planète sont salées (océans) et les calottes polaires qui constituent les $\frac{3}{4}$ de l'eau douce de la planète sont malheureusement inaccessibles [1]. L'eau que nous utilisons provient essentiellement des lacs, des cours d'eau, des puits et des forages (nappes), soit 3% des réserves d'eau douce. Cette quantité d'eau douce disponible est inégalement répartie car dans certaines régions du globe la ressource est relativement abondante, par contre dans d'autres parties elle est presque inexistante [2]. La majeure partie des ressources en eau disponibles ne sont pas adéquates pour une utilisation comme eau potable à cause de leur mauvaise qualité. Certaines eaux sont souvent très salées limitant leur utilisation pour la boisson. C'est dans ce sens qu'il est primordial de procéder au traitement de ces eaux salées par des techniques tel que le dessalement en vue de les rendre douces.

L'eau est utilisée dans les secteurs d'activités comme l'industrie, l'agriculture mais aussi pour la boisson. Dans cette dernière utilisation, il est indispensable que l'eau soit exempte de germes pathogènes (bactéries, virus) et d'organismes parasites. Concernant les matières polluantes et les substances qualifiées d'indésirables ou de toxiques (les nitrates, les phosphates, les métaux lourds, les hydrocarbures, les pesticides) il faut que leurs concentrations soient suffisamment faibles pour ne pas mettre en danger la santé du consommateur, donc conforme aux normes de l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS).

Dans la région de Ziguinchor les ressources en eau concernent les eaux souterraines exploitées à travers des forages et puits et les eaux de surface dont le fleuve Casamance. Ce dernier, de nature saumâtre est comme une sorte de bras de mer, à marée haute il se trouve même sous le niveau de la mer ce qui permet à l'océan de s'y déverser. Ce phénomène entraîne le mélange de l'eau à salinité excessive issue de la mer et de l'eau du fleuve entraînant sa teneur excessive en sel.

Pour faire face à cette salinité excessive et éliminer les paramètres polluants, des essais de traitements seront effectués à l'aide d'une station pilote de dessalement par osmose inverse (Training/ R&D).

Ce présent mémoire est composé de trois chapitres compris entre une introduction et une conclusion. Le premier chapitre de ce document porte sur les généralités concernant l'eau, les

INTRODUCTION

membranes et les procédés membranaires. Le second chapitre est consacré aux matériels utilisés et à la méthodologie de travail. Enfin dans le dernier chapitre, les résultats et les discussions y sont présentés et discutés.



CHAPITRE I : GENERALITES



CHAPITRE I : GENERALITES

I.1. Généralités sur l'eau

L'eau est l'élément le plus répandu sur terre sans lequel il ne peut pas y avoir la vie. Il existe plusieurs types d'eaux : les eaux de mer dont la valeur standard de la salinité est de 35 g/l, les eaux saumâtres qui sont des eaux salées non potables dont la salinité est comprise entre 1 et 10 g/l, les eaux minérales, les eaux de sources qui sont des eaux douces. Toutes ces eaux de la nature ne sont pas bonnes à boire car même une eau limpide peut transporter en son sein toutes sortes de substances inertes et vivantes dont certaines peuvent être nocives pour l'organisme humain. Ces substances proviennent soit du milieu physique dans lequel l'eau a évolué, soit des rejets de certaines activités humaines dont l'eau est devenue le réceptacle. L'eau est ainsi le vecteur de transmission privilégié de nombreuses maladies comme : la diarrhée et le choléra.

I.1.1. Normes de qualité

Une eau potable est une eau que l'on peut boire sans risque pour la santé. Pour définir avec précision qu'une eau est potable, des normes ont été établies afin de fixer les teneurs limites à ne pas dépasser pour un certain nombre de substances nocives et susceptibles d'être présentes dans l'eau. Chaque élément doit être présent selon une concentration bien précise et tout dépassement de cette valeur peut engendrer des risques sanitaires. Les causes de la mauvaise qualité de l'eau peuvent être engendrées par des activités anthropiques ou par des phénomènes naturels. On distingue différentes natures de polluants :

- Les polluants chimiques minéraux : tous des éléments solubles
- Les polluants chimiques organiques : les matières organiques (MO), hydrocarbures...
- Les polluants biologiques : bactéries, virus et les champignons
- Les polluants physiques : matières en suspension (MES), température, radioactivité...

Pour s'assurer de la bonne qualité de l'eau notamment celle destinée à la consommation, l'OMS a pris en compte 63 paramètres que l'on peut classer dans l'un des groupes suivants :

- Les paramètres organoleptiques
- Les paramètres physico-chimiques
- Les paramètres concernant les substances indésirables

CHAPITRE I : GENERALITES

- Les paramètres concernant les substances toxiques
- Les paramètres microbiologiques.

Pour chaque paramètre une valeur guide de l’OMS correspondant à la teneur pour laquelle sa consommation n’a aucun effet sur la santé humaine a été donnée. Voici le tableau des quelques paramètres physicochimiques avec leurs valeurs guides.

Tableau I.1: Paramètres physico-chimiques de l'eau

Paramètres	Valeurs guides OMS	Interprétation
Turbidité	5 NTU	Origines : MES, matières dissoutes, colloïdes ...
Température	Acceptable	Climat de la zone
pH	6 - 9	Dépend de la présence des ions H ⁺
Conductivité	1200 µS/cm	Minéralisation de l’eau

I.1.2. Analyses de la qualité de l’eau

Il existe deux types d’analyses à savoir les analyses bactériologiques pour trouver les germes pathogènes et les analyses physico-chimiques pour caractériser une source d’eau.

I.1.2.1. Analyses bactériologiques

L’analyse bactériologique met en évidence la pollution fécale (germes pathogènes) dans l’eau. Les résultats issus d’une telle analyse permettent de contrôler l’efficacité des mesures de protection de la source d’eau ou d’apprécier la qualité d’un traitement effectué.

I.1.2.2. Analyses physico-chimiques

Elles sont nécessaires pour caractériser une source d’eau ou pour suivre l’évolution d’une source déjà caractérisée.

I.1.2.2.1. Turbidité

La turbidité d’une eau est une mesure globale qui prend en compte toutes les matières colloïdales, insolubles, d’origine minérale ou organique. Des particules en suspension existent naturellement dans l’eau, comme les matières organiques et inorganiques en particules fines. Cependant une turbidité forte peut permettre à des micro-organismes de se fixer sur des particules en suspension. La turbidité permet en réalité de préciser les informations sur la transparence de

CHAPITRE I : GENERALITES

l'eau et se mesure à l'aide d'un turbidimètre. La turbidité est exprimée en NTU (Nephelometric Turbidity Unit). La nature de l'eau en fonction des turbidités usuelles est indiquée dans le tableau I.2.

Tableau I.2 : Nature de l'eau en fonction des classes de turbidité usuelles

Turbidité	Nature de l'eau
NTU < 5	Eau claire
5 < NTU < 30	Eau légèrement trouble
NTU > 50	Eau trouble
NTU > 200	Eau de surface très chargée

I.1.2.2.2. Potentiel hydrogène (pH)

Le pH d'une eau représente son acidité ou son alcalinité. Dans les eaux naturelles, il est lié à la nature des terrains traversés et dans la plupart il dépend de l'équilibre calco-carbonique. Le pH mesure la concentration en ions H^+ de l'eau et traduit ainsi la balance entre acide et base sur une échelle logarithmique de 0 à 14. Le pH doit être impérativement mesuré in situ à l'aide d'un pH-mètre. Le tableau I.3 donne une caractérisation de l'eau en fonction du pH.

Tableau I.3 : Nature du milieu en fonction de la valeur du pH

Valeur du pH	Nature du milieu
pH < 7	Milieu acide
pH = 7	Milieu neutre
pH > 7	Milieu alcalin ou basique

I.1.2.2.3. Conductivité

La mesure de la conductivité se fait impérativement in situ et permet d'apprécier rapidement mais très approximativement la minéralisation de l'eau et de suivre son évolution. La conductivité mesure la capacité de l'eau à conduire le courant électrique entre deux électrodes d'une sonde en raison du fait que la plupart des matières dissoutes dans l'eau se trouvent sous forme d'ions chargés. Elle est fonction de la température de l'eau, elle est plus importante lorsque la température augmente à cause de la baisse de la viscosité et de l'augmentation de la mobilité des ions.

CHAPITRE I : GENERALITES

Le tableau I.4 permet de caractériser la nature minérale (salinité) de l'eau par rapport à la valeur de sa conductivité pour une température de 25°C. L'unité de la conductivité est le siemens/centimètre et elle se mesure à l'aide d'un conductimètre.

Tableau I. 4 : Salinité de l'eau en fonction de la conductivité

Valeur de la conductivité	Nature des eaux
$\sigma < 250 \mu\text{S/cm}$	Eaux non salines
$250 < \sigma < 750 \mu\text{S/cm}$	Eaux à salinité moyenne
$750 < \sigma < 2250 \mu\text{S/cm}$	Eaux à forte salinité
$2250 < \sigma < 5000 \mu\text{S/cm}$	Eaux à très forte salinité
$5000 < \sigma < 20000 \mu\text{S/cm}$	Eaux à salinité excessive

La mesure de la conductivité donne une interprétation de la minéralisation de l'eau qui est dominée par 8 ions, appelés couramment ions majeurs composés de 4 anions (NO_3^- , Cl^- , HCO_3^- , SO_4^{2-}) et de 4 cations (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+) ; ce sont des oligo-éléments et sont indispensables au bon fonctionnement de l'organisme mais à une certaine teneur ils deviennent dangereux pour la santé humaine.

❖ Nitrates (NO_3^-)

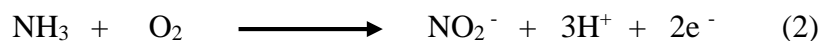
Les nitrates se trouvent naturellement en concentration faible dans les eaux. Ils peuvent avoir une origine artificielle due à leur utilisation en tant que fertilisants pour les cultures. Ils sont aussi dans les effluents (municipaux et industriels) non traités et les fosses septiques.

Dans l'organisme, les nitrates eux même ne sont pas toxiques mais ils peuvent se transformer en nitrites puis en nitrosamines qui présentent un risque cancérigène. Les nitrites (NO_2^-) se forment à partir d'une réduction des nitrates ou d'une oxydation complète de l'ammoniaque (NH_3). Les nitrites sont dangereux pour la santé car ils provoquent la réduction de l'hémoglobine qui est incapable de transporter l'oxygène dans le sang. Ce symptôme se nomme méthémoglobinémie.

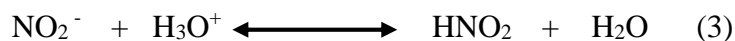
Les réactions (1) et (2) sont des réactions de formation des nitrites respectivement à partir d'une réduction des nitrates et d'une oxydation complète de l'ammoniaque.



CHAPITRE I : GENERALITES



Le processus de la formation des nitrosamines (appelé nitrosation) nécessite d'une part un agent nitrosant et d'autre part une amine secondaire (la nitrosation d'amines tertiaires est également observée, mais les amines secondaires sont plus réactives).



En milieu aqueux, la première étape est la formation de l'agent nitrosant. Cet agent est obtenu par conversion des nitrites (NO_2^-) en acide nitreux (HNO_2). Cette réaction ayant lieu en milieu acide (3). L'acide nitreux est ensuite converti en une espèce nitrosante active : l'anhydride nitreux (N_2O_3) (4). L'espèce nitrosante réagit ensuite avec une amine secondaire (R_2NH) et produit une nitrosamine ($\text{R}_2\text{N-NO}$), mais ceci uniquement dans des conditions de pH propre à l'amine (5).

La formation de l'agent nitrosant peut être facilitée en présence de catalyseurs tels que les halogénures, les thiocyanates et les acétates.

❖ Chlorures (Cl^-)

Présents dans la nature sous forme de NaCl et de KCl , les eaux chlorurées alcalines sont laxatives et peuvent poser des problèmes aux personnes atteintes de maladies cardio-vasculaires ou rénales. Pour des concentrations élevées ($> 250 \text{ mg/L}$), les chlorures donnent un mauvais goût à l'eau et aux boissons préparées à partir de cette eau et risquent par ailleurs de provoquer la corrosion du réseau de distribution.

❖ Bicarbonates (HCO_3^-)

L'eau contient en quantité plus ou moins importante de l'acide carbonique (H_2CO_3), des ions hydrogénocarbonates ou bicarbonates (HCO_3^-) et carbonates (CO_3^{2-}). Ces espèces sont souvent associées avec le calcium et constituent ce qu'on appelle l'équilibre calco-carbonique de l'eau. Le comportement d'une eau dépend du fait qu'elle est ou non à l'équilibre. Pour éviter les problèmes d'entartage et d'agressivité, l'eau doit être la plus proche possible de l'équilibre calco-carbonique.

❖ Sulfates (SO_4^{2-})

La plupart des sulfates excepté ceux du plomb (PbSO_4) et du baryum (BaSO_4) sont hydrosolubles. Les sulfates activent la bile et les intestins. Ils peuvent donc aider à la digestion, mais deviennent laxatifs à partir d'une certaine concentration.

❖ Sodium (Na^+)

Le sodium est très abondant dans la croûte terrestre peut être retrouvé dans les roches cristallines et sédimentaires. Il est souvent associé à l'ion chlorure (Cl^-) pour ainsi former le sel de cuisine NaCl . Il est nécessaire à l'homme pour maintenir l'équilibre hydrique de l'organisme, mais aussi pour le fonctionnement des muscles et des nerfs. Trop de sodium peut endommager les reins et augmenter les risques d'hypertension artérielle.

❖ Potassium (K^+)

Le potassium est un minéral essentiel qui assure plusieurs fonctions vitales dans l'organisme, comme par exemple la transmission des impulsions nerveuses, il est essentiel à la contraction musculaire y compris celle du muscle cardiaque. Il joue un rôle important dans la prévention de l'hypertension artérielle et de l'hypokaliémie. L'excès de potassium peut provoquer de graves troubles cardiaques pouvant aller jusqu'à l'arrêt cardiaque et au décès en l'absence de traitement.

❖ Calcium (Ca^{2+}) et Magnésium (Mg^{2+})

Le calcium et le magnésium sont présents dans les roches cristallines et sédimentaires. Ils sont très solubles dans l'eau et sont largement représentés dans la plupart des eaux. Le calcium contribue à la formation et à la solidité des os et des dents, lorsque l'hypercalcémie est atteinte, elle provoque des problèmes digestifs, une augmentation de la soif et de la diurèse. Le magnésium contribue à la réduction de la fatigue, il participe à des fonctions psychologiques telles que la concentration, le raisonnement, en aidant le système nerveux. Un excès de magnésium dans l'organisme entraîne des nausées et céphalées, il peut aussi entraîner des symptômes neuromusculaires.

Pour répondre aux critères d'une eau potable, ces oligo-éléments doivent respecter la valeur guide dans l'eau potable recommandée par l'OMS. Le tableau I.5 donne la valeur guide pour chaque oligo-élément.

CHAPITRE I : GENERALITES

Tableau I.5 : Valeurs guides des oligo-éléments dans l'eau potable

Anions	Valeurs guide OMS mg/l	Cations	Valeurs guide OMS mg/l
SO ₄ ²⁻	500	Na ⁺	200
Cl ⁻	250	Ca ²⁺	100
NO ₃ ⁻	50	Mg ²⁺	50
F ⁻	1,5	K ⁺	12

I.1.2.2.4. Titres de l'eau

Les titres de l'eau permettent dans la plupart des traitements de connaître suffisamment les caractéristiques de l'eau afin de les dimensionner ou de les conduire correctement.

I.1.2.2.4.1. Titre alcalimétrique simple

Le titre alcalimétrique simple est le dosage de l'ensemble des alcalis et la moitié des carbonates. Il est exprimé par la formule suivante :

$$TA = [OH^-] + \frac{1}{2} [CO_3^{2-}] \quad (6)$$

I.1.2.2.4.2. Titre alcalimétrique complet

Le titre alcalimétrique complet est le dosage de l'ensemble des alcalis, des carbonates et bicarbonates. Il est donné par la formule suivante :

$$TAC = [OH^-] + [CO_3^{2-}] + [HCO_3^-] \quad (7)$$

I.1.2.2.4.3. Titre hydrotimétrique

La notion de dureté de l'eau ou titre hydrotimétrique (TH) représente les concentrations de calcium et magnésium contenues dans l'eau, elle s'exprime en °f (1 meq/L = 5 °f) et elle est donnée par la formule ci-après :

$$TH = TH_{Ca} + TH_{Mg} = [Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] \quad (8)$$

Selon la valeur de la dureté trouvée correspond une nature de l'eau comme le montre la figure I.1.

CHAPITRE I : GENERALITES

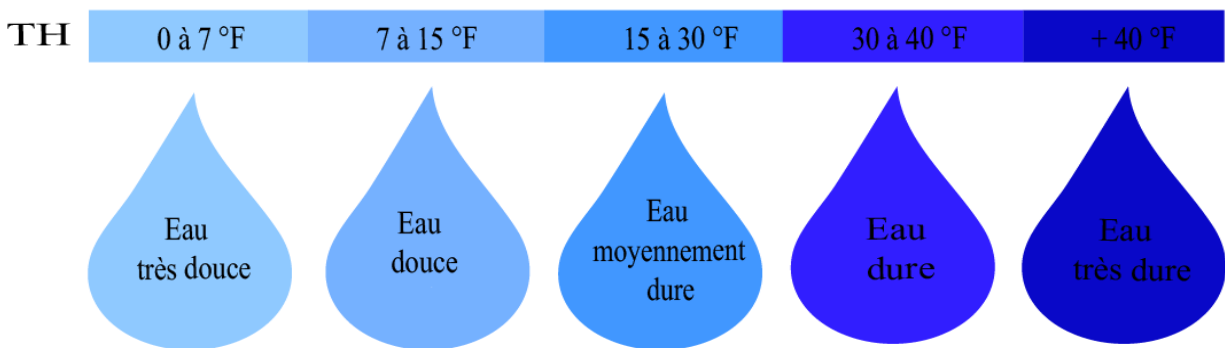


Figure I.1 : Nature de l'eau selon les valeurs du titre hydrotimétrique

I.2. Généralités sur les membranes

I.2.1. Définition

Une membrane a pour rôle d'agir comme une barrière mince et sélective. C'est un matériau au travers duquel un transfert de masse peut avoir lieu sous l'effet d'une force motrice [3]. Une membrane permet donc le passage ou l'arrêt de certains composants entre les deux milieux qu'elle sépare (figure I.2). Le pouvoir séparatif résulte souvent d'une différence de vitesse de transfert des composants du fluide à séparer à travers la membrane. Cette vitesse est généralement déterminée par la force de transfert agissant sur les composants individuels, leur mobilité et leur interaction avec la membrane.

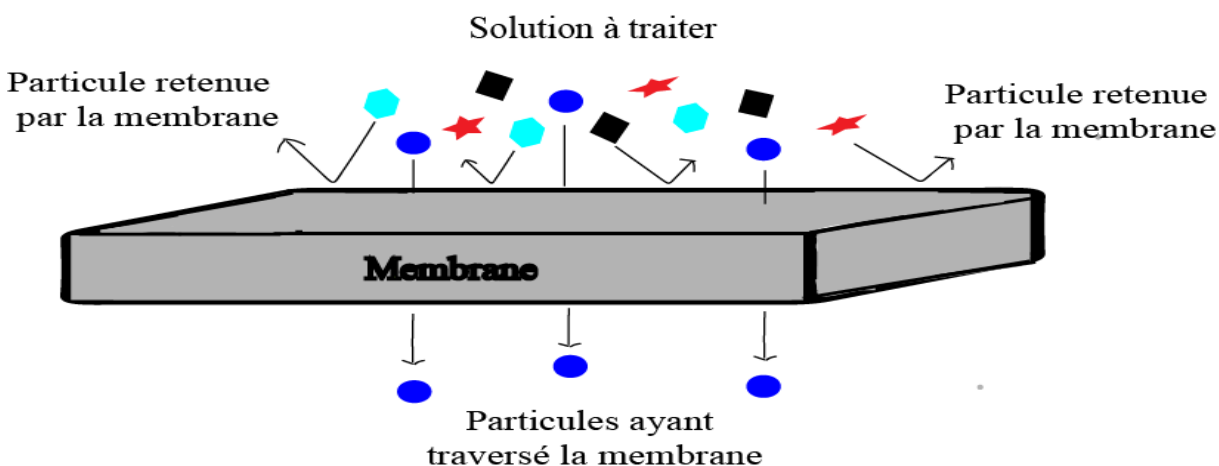


Figure I.2 : Schéma du principe de fonctionnement d'une membrane

Les sciences et les technologies des membranes sont utilisées dans les applications comme : le dessalement, le traitement des eaux saumâtres, la clarification des effluents industriels, la

concentration, la purification ou le fractionnement des solutions macromoléculaires de l'agro-alimentaire.

I.2.2. Structure et nature des membranes

Une membrane peut être homogène ou hétérogène, symétrique ou asymétrique ; elle peut être gazeuse, liquide ou solide, ou toutes les combinaisons entre elles ; elle peut être neutre ou chargée positivement ou négativement ; dense ou poreuse [4, 5].

Selon les caractéristiques de la membrane, le transfert de matière résultera, soit de la facilité à diffuser à travers le matériau, soit de la taille des composés par rapport aux diamètres des pores de la membrane, soit d'une interaction ionique entre les solutés et la membrane ou entre les solutés eux même, soit d'une combinaison de ces différents paramètres.

I.2.3. Différents types de membranes

Il existe une grande diversité de membranes. Elles sont classées par familles, selon leur nature chimique, leur structure et leur forme physique liée à leur mode de fabrication.

Une membrane est une interface physique, de faible épaisseur, qui contrôle le transfert d'espèces chimiques entre les deux milieux qu'elle sépare. Cette interface peut être homogène au niveau moléculaire, uniforme en composition et structure, ou elle peut être chimiquement et physiquement hétérogène, contenant des pores de dimension finie ou contenant des couches superposées [6].

La figure I.3 montre différents types de membranes.

CHAPITRE I : GENERALITES

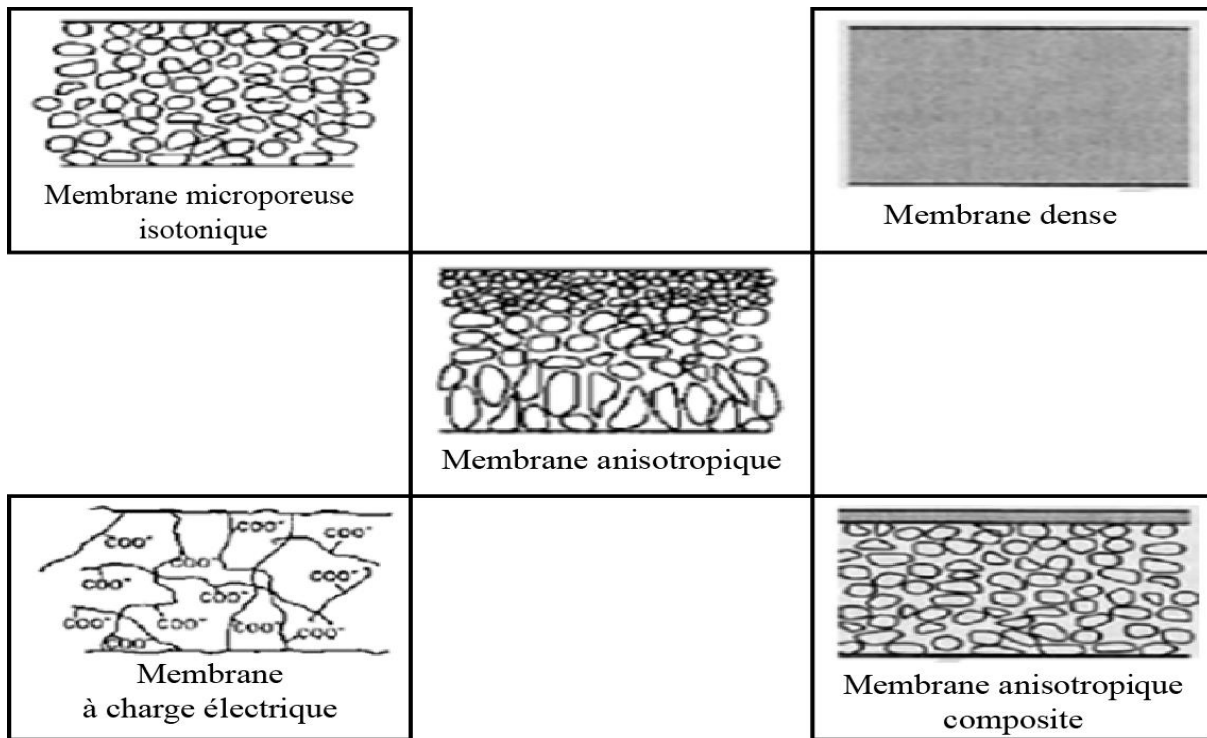


Figure I.3 : Différents types de membranes

Les membranes sont incorporées dans un dispositif appelé module. Les types de module disponibles de nos jours pour les applications industrielles sont les suivants :

- Module à fibres creuses,
- Module à membrane plane,
- Module à membrane spiralée,
- Module à membrane tubulaire.

Les critères à prendre en considération pour le choix d'un module sont : le type d'écoulement qui permet de minimiser les phénomènes de polarisation, la compacité qui est le rapport entre la surface filtrante et le volume du module, la facilité de démontage et de remplacement des membranes abimées, les opérations de nettoyage et le volume mort de l'appareil (L/m^2).

I.2.4. Fonctionnement des membranes

I.2.4.1. Mécanisme de transfert mis en jeu

Les mécanismes fondamentaux mis en jeu dans les techniques membranaires peuvent être classés en trois familles : tamisage, perméation et dialyse [4].

I.2.4.1.1. Tamisage

Le mécanisme de transfert par convection fait intervenir les tailles respectives des particules du soluté et des pores de la membrane (effet tamis), mais pas la taille des molécules du solvant.

I.2.4.1.2. Perméation

Elle se fait par le mécanisme de solubilisation-diffusion où le solvant est concerné par le transfert. Dans ce cas il y a interaction entre les molécules du solvant et de la membrane.

I.2.4.1.3. Dialyse

Elle concerne le transfert d'ions où les membranes utilisées permettent le passage sélectif ou non des ions, l'eau ne traversant pas la membrane. Les membranes peuvent être neutres ou chargées ; et si elles sont chargées, elles deviennent sélectives au transfert des ions de signes opposés et l'on peut ainsi former des membranes anioniques et/ou cationiques (électrodialyse) [4].

I.2.4.2. Paramètres de performance

Plusieurs paramètres de fonctionnement sont communs à beaucoup de techniques membranaires, en particulier l'osmose inverse (OI), la nanofiltration (NF), l'ultrafiltration (UF) et la microfiltration (MF).

I.2.4.2.1. Flux à travers la membrane

À partir de la loi de Darcy relative à l'écoulement de l'eau pure en milieu poreux on montre que quel que soit la vitesse de circulation de l'eau pure en amont d'une membrane, le flux de perméation à travers la membrane est toujours proportionnel à la différence de pression.

La loi de Darcy s'exprime par la relation suivante :

$$J_v = L_p * \Delta P \quad (9)$$

J_v : flux de solvant,

L_p : perméabilité de la membrane à l'eau pure,

ΔP : différence de pression appliquée de part et d'autre de la membrane.

I.2.4.2.2. Taux de rejet (TR)

La sélectivité d'une membrane est en général définie par le taux de rejet ou taux de rétention des espèces retenues par la membrane. Le taux de rejet est donné par la relation suivante :

CHAPITRE I : GENERALITES

$$TR (\%) = \left(1 - \frac{C_P}{C_0}\right) * 100 \quad (10)$$

C_0 : concentration de l'espèce dans la solution à traiter,

C_p : concentration de la même espèce dans le perméat.

De par cette formule on déduit le taux de passage (TP) car pour une espèce donnée :

$$TR (\%) + TP (\%) = 100 \% \quad (11)$$

Donc
$$TP (\%) = 100\% - TR (\%) \quad (12)$$

I.2.4.2.3. Taux de conversion (Y)

Le taux de conversion définit la fraction du débit de liquide qui traverse la membrane. Il définit la productivité du procédé et est donné par la relation suivante :

$$Y(\%) = \frac{Q_P}{Q_0} * 100 \quad (13)$$

Q_0 : débit d'alimentation

Q_p : débit de perméat

I.2.5. Types de filtration

Dans les procédés de séparation membranaire il existe deux modes de filtration : la filtration frontale et la filtration tangentielle.

I.2.5.1. Filtration frontale

En filtration frontale, l'écoulement se fait dans la direction perpendiculaire à la surface de la membrane. Ce système de filtration comporte une entrée pour le fluide à traiter et une sortie pour le produit filtré (figure I.4).

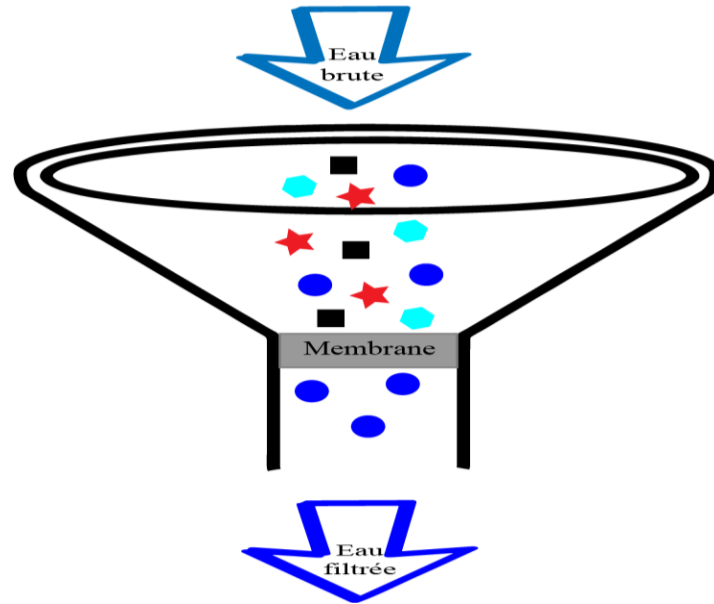


Figure I.4 : Schéma du principe de la filtration frontale

Ce type de mise en œuvre discontinu, est très souvent utilisé pour des essais à l'échelle de laboratoire. Une recirculation de l'eau à filtrer n'est pas nécessaire, ce qui fait une source de pression statique telle qu'une bonbonne de gaz inerte peut assurer la force motrice nécessaire à la filtration. La filtration frontale est utilisée dans une moindre mesure à l'échelle industrielle avec les systèmes à fibres creuses.

Dans ce mode de filtration, l'accumulation de matières à la surface de la membrane gêne la filtration. En effet, toutes les espèces dissoutes ou en suspension sont entraînées vers la surface de la membrane et les espèces retenues s'y accumulent très rapidement pour former un gâteau favorisant ainsi le colmatage et par conséquent une baisse importante du flux comme l'illustre la figure I.4.

I.2.5.2. Filtration tangentielle

En filtration tangentielle, le fluide à traiter entre dans le module pour venir au contact de la membrane suivant un flux tangentiel. Dans ce mode de mise en œuvre, il y a donc nécessairement une entrée correspondant à l'alimentation et deux sorties que sont le perméat qui correspond au passage d'une partie du flux initial à travers la membrane et le concentrât ou retentât qui représente le flux qui n'est passé à travers la membrane comme l'illustre la figure I.5.

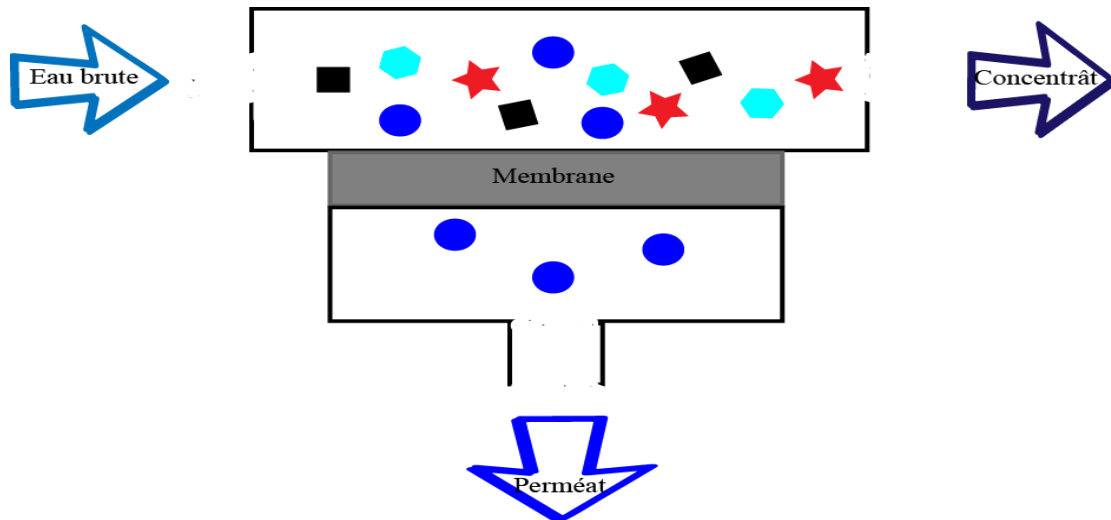


Figure I.5 : Schéma du principe de la filtration tangentielle

Le principal avantage de l'écoulement tangential, par rapport à l'écoulement frontal, est le fait que le mouvement tangential de l'alimentation balaie la surface de la membrane limitant ainsi l'accumulation des particules et réduit par conséquent le processus de colmatage. C'est pour cette raison que l'écoulement tangential est très répandu dans les applications industrielles.

Dans cette mise en œuvre tangentielle, le procédé peut de plus en plus être continu car le retentât peut être recyclé dans le même module ou envoyé dans un autre module placé en série.

I.2.6. Colmatage et nettoyage des membranes

Le colmatage est défini comme étant l'accumulation de matières à la surface de la membrane (en particulier à l'entrée des pores) ou à l'intérieur des pores de la membrane. Le colmatage est considéré comme irréversible lorsque les lavages chimiques ne permettent pas de restaurer la perméabilité de la membrane à son niveau initial. Il nécessite donc périodiquement un arrêt des opérations pour faire le nettoyage. Celui-ci est coûteux et a un impact sur la durée de vie des membranes.

La figure I.6 donne un aperçu sur le phénomène de colmatage.

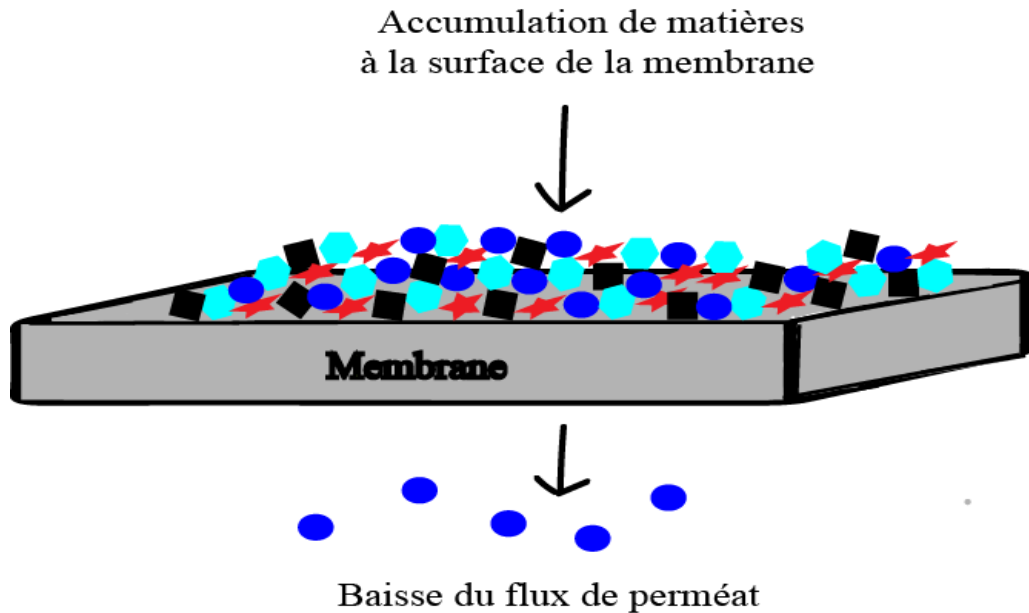


Figure I.6 : Schéma illustratif du colmatage (gâteau)

I.2.6.1. Types de colmatage

Les principaux types de colmatage que l'on peut rencontrer sont : le colmatage organique, le colmatage inorganique, la formation de dépôt de particules colloïdales et la formation de film biologique [7].

I.2.6.1.1. Colmatage organique

Le colmatage organique est dû à l'accumulation de matières organiques dissoutes (MOD) ou naturelles (MON) qui sont contenues à la surface des membranes. Le colmatage par les MON est partiellement réversible pour les membranes de MF et d'UF quand on applique un retro-lavage avec de l'eau pure [8].

I.2.6.1.2. Colmatage inorganique

Il est dû à la formation d'une légère couche de sels inorganiques solubles quand la concentration ionique du sel dans la solution dépasse la limite de solubilité. Les éléments courants qui précipitent sur les membranes sont : CaCO_3 , BaSO_4 , SiO_2 ...etc. [9]. La formation de dépôts s'effectue par des mécanismes de cristallisations homogènes et hétérogènes [10].

I.2.6.1.3. Colmatage des colloïdes

Le colmatage des colloïdes peut se produire soit par l'accumulation des particules à la surface de la membrane et formation de " gâteau ", soit par pénétration et blocage des pores de la membrane [9, 11, 12].

I.2.6.1.4. Colmatage de film biologique

La formation de film biologique ou biofouling est un processus dynamique qui conduit au développement et à la formation d'un film qui s'attache à la surface de la membrane. La formation de film biologique peut réduire considérablement le flux d'eau et empêcher totalement son passage à travers la membrane quand la surface et l'épaisseur concernées sont grandes [10, 9].

La conséquence du colmatage est une augmentation de la pression d'alimentation ou une baisse drastique de la perméabilité. Les différents mécanismes qui conduisent au colmatage et à la baisse de flux des membranes sont la polarisation de concentration, l'adsorption, la formation d'une couche de gel, la formation d'un gâteau et le blocage des pores [7, 13].

Les solutions classiques pour faire face au colmatage des membranes sont : l'optimisation des méthodes de prétraitement, la modification de la surface de la membrane et le nettoyage.

I.2.6.2. Indice de colmatage (IC) ou silt density index (SDI)

L'indice de colmatage ou silt density index ou encore fouling index permet de déterminer l'encrassement (par les matières dissoutes et autres résidus) d'un système membranaire. Il est défini comme étant le rapport entre le pouvoir d'encrassement (P) et la durée à laquelle le test a été effectué.

Le pouvoir d'encrassement est donné par la relation suivante :

$$P (\%) = 100 * \left(1 - \frac{t_0}{t_f} \right) \quad (14)$$

Donc :

$$SDI = IC = \frac{100 * \left(1 - \frac{t_0}{t_f} \right)}{T} \quad (15)$$

t_0 : temps initial pour filtrer 500 ml

t_f : temps final pour filtrer 500 ml

T : durée du test (normalement 15 minutes).

Pour les différentes valeurs du SDI trouvées une interprétation a été donnée :

- SDI < 3 : l'eau est non colmatante peut être utilisée directement sans traitement spécifique ; condition spéciale
- SDI = 3-5 : l'eau est peu colmatante nécessite l'utilisation d'un traitement physique comme les préfiltres ; condition standard
- SDI > 5 : l'eau est très colmatante (non convenable en OI et NF), un traitement plus poussé est obligatoire comme MF tangentielle, UF coagulation floculation.

I.2.6.3. Types de nettoyage

Trois types de nettoyage sont pratiqués de façon générale. Le nettoyage physique qui utilise des forces mécaniques pour éliminer le colmatage (lavage à co-courant ou contre-courant et le bullage à l'air avec une forte agitation des membranes) ; le nettoyage chimique et le nettoyage enzymatique.

I.2.6.4. Solutions de nettoyage

Suivant la nature des éléments colmatants et celle des matériaux composant la membrane, différents produits de nettoyages peuvent être utilisés.

- Les produits alcalins (soude et potasse) saponifient les graisses et solubilisent les protéines.
- Les produits acides participent à la dissolution de précipités de sels minéraux, leur efficacité est limitée sur les dépôts de nature organique. Les plus utilisés sont l'acide nitrique, citrique et phosphorique.
- Les produits tensioactifs augmentent la mouillabilité de la surface filtrante et favorisent le contact entre l'agent de nettoyage et le dépôt. Les tensioactifs anioniques et non ioniques sont en général les plus efficaces.
- Les solutions d'enzymes sont surtout utilisées pour les membranes en acétate de cellulose. Elles s'avèrent efficaces, mais elles sont chères et leur action est assez lente [14]. La formulation de ce type de produit exige l'utilisation de différentes enzymes (protéases, lipases, amylases et cellulases).

L'objectif est de dissoudre les dépôts sans détériorer les membranes, ce qui fait que chaque fournisseur de membranes préconise pour chaque cas une solution de nettoyage en fonction de la

CHAPITRE I : GENERALITES

nature de sa membrane et de la nature du dépôt [15, 7]. Quelques solutions de nettoyage généralement utilisés selon les types de dépôt sont données dans le tableau I.6.

Tableau I.6 : Solutions de nettoyage selon les types de dépôts

Solutions de nettoyage	Types de dépôts
Solutions acides (acide citrique, chlorhydrique)	Dépôts carbonatés, hydroxydes
Solutions basiques (soude caustique)	Dépôts organiques
Solutions de détergents (avec ou sans enzymes)	Dépôts organiques, protéines
Solutions oxydantes (chlore)	Dépôts biologiques

Les facteurs qui affectent les processus de lavage chimique sont la température, le pH, la concentration des agents chimiques de nettoyage, le temps de contact entre la solution chimique et la membrane et les conditions opératoires telles que la vitesse de circulation et la pression. Ces paramètres jouent un rôle très important dans la restauration du flux initial des membranes [10, 7].

I.2.6.5. Évaluation de l'efficacité d'un nettoyage

Il existe plusieurs moyens pour déterminer l'efficacité d'un processus de nettoyage donné. La mesure du flux est un moyen direct d'évaluation de l'efficacité d'un nettoyage [10, 16]. Ainsi pour évaluer l'efficacité d'un processus de nettoyage, il est important de comparer le flux mesuré après le nettoyage et celui mesuré sur la membrane vierge [7, 9, 16]. Le taux de récupération du flux (TRF) est défini par la relation suivante :

$$\text{TRF (\%)} = \frac{J_c}{J_0} * 100 \quad (16)$$

J_0 : flux initial

J_c : flux après nettoyage

I.3. Généralités sur les procédés membranaires

Les procédés membranaires les plus couramment utilisés, notamment dans la production d'eau potable, sont la microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration, l'osmose inverse et l'électrodialyse.

I.3.1. Microfiltration et Ultrafiltration

I.3.1.1. Principe

La microfiltration (MF) et l'ultrafiltration (UF) sont deux techniques voisines l'une de l'autre dont la force motrice de mise en œuvre est une différence de pression appliquée de part et d'autre de la membrane. La filtration s'opère le plus souvent en mode tangentiel afin de limiter l'accumulation des espèces arrêtées à la surface de la membrane et par conséquent la baisse du flux d'eau filtrée, contrairement à la filtration frontale. La MF se distingue de l'UF du fait qu'elle retient des constituants de tailles plus importantes à une pression de travail en général plus faible et des flux souvent plus importants.

I.3.1.2. Mécanismes de transfert

En UF tout comme en MF, la sélectivité entre les solutés est d'origine essentiellement physique (convection) car liée au coefficient de transfert et fonction de la taille des solutés par rapport à celle des pores de la membrane [17]. Compte tenu de leur taille, les macromolécules n'exercent qu'une pression osmotique modérée et par conséquent, les pressions nécessaires pour le fonctionnement des membranes de MF et d'UF sont relativement basses [5].

I.3.1.3. Applications

Les membranes de MF qui sont utilisées dans le domaine de l'eau potable sont capables de retenir des particules de diamètres plus grandes que 0,1 μm . Ces membranes permettent donc de retenir en bonne partie les particules à l'origine de la turbidité. Les applications de la microfiltration sont nombreuses, mais la plus importante reste la stérilisation [5].

Les membranes d'UF permettent d'enlever les colloïdes, les particules en suspension et les macromolécules. Certaines membranes d'UF denses sont capables d'enlever aussi les virus et probablement une partie de la couleur. L'ultrafiltration est utilisée dans le domaine de la biotechnologie, du traitement des eaux et des effluents.

La MF et l'UF sont aussi très couramment utilisées comme des techniques de prétraitement des solutions devant être traitées par osmose inverse ou nanofiltration [18].

I.3.2. Nanofiltration

Les espèces concernées par la nanofiltration ont des tailles proches de celle de la molécule d'eau ; des molécules et des ions sont souvent partiellement retenus par ces membranes. Plus que toutes les autres membranes, ces membranes présentent des mécanismes de sélectivité mixtes basés à la fois sur la charge et sur la taille des molécules. Elles permettent donc des séparations entre ions et petites molécules sur la base de leur taille. Les tailles des pores étant petites, les pressions nécessaires sont plus élevées qu'en ultrafiltration et les flux sont en général modérés.

La nanofiltration est une technique de séparation utilisant une membrane qui permet le fractionnement des solutés dont la masse molaire est comprise entre 100 et 1000 Da (g/mol) [19]. C'est une technique de séparation qui a des caractéristiques comprises entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse. Elle fonctionne sous l'action d'un gradient de pression.

I.3.2.1. 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 NF permet d'avoir une sélectivité importante entre les différents solutés d'une solution à séparer.

La figure I.7 montre la place qu'occupe la nanofiltration entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse, le type de membrane utilisée, l'intervalle de pression nécessaire pour ces procédés membranaires ainsi que la taille et la nature des espèces retenues.

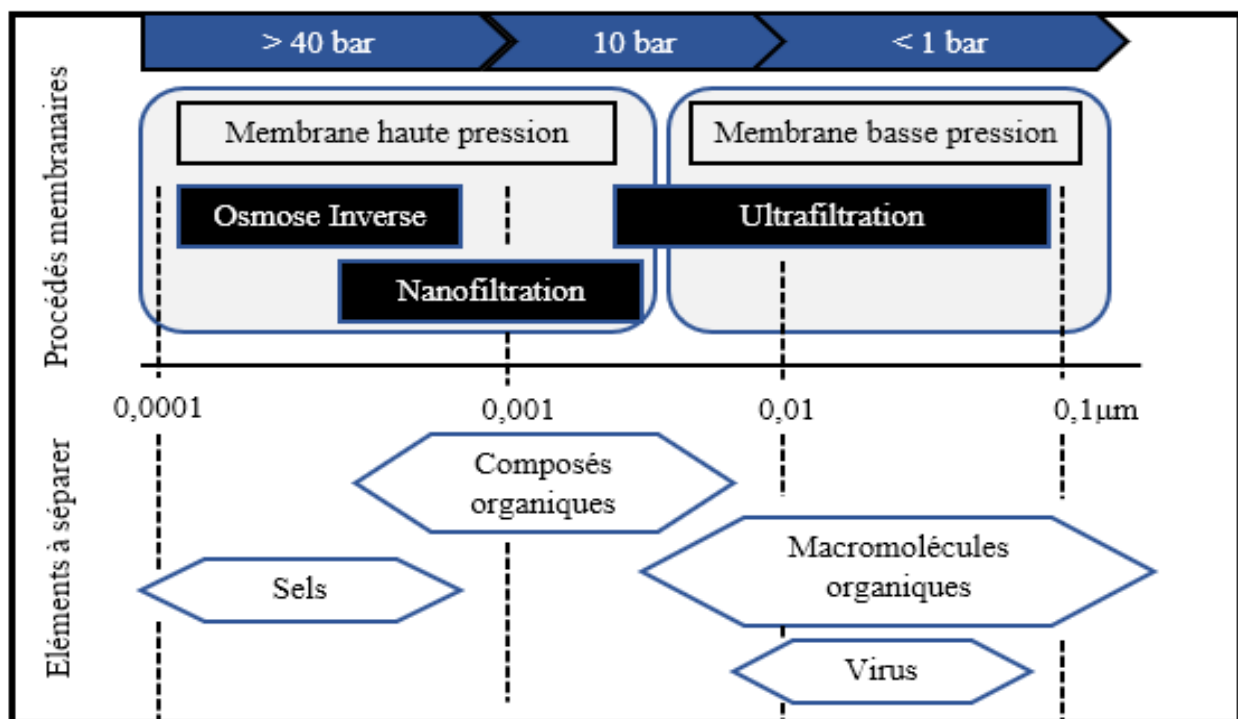


Figure I.7 : Place de la nanofiltration entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration

I.3.2.2. Mécanismes de transfert

En ultrafiltration, 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 la convection. En osmose inverse, la sélectivité entre solutés est liée au coefficient de partage (rapport des concentrations entre deux milieux en équilibre) entre la membrane et la solution et dépend de la solubilité de chaque soluté dans la membrane [17]. Cette sélectivité est d'origine chimique et le transfert se fait par solubilisation-diffusion.

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.

Il est possible de distinguer quantitativement les flux convectifs et diffusifs de chaque soluté en s'affranchissant des phénomènes de polarisation de concentration, grâce à un faible taux de conversion et un flux tangentiel important. La diffusion est indépendante du débit de solvant et ne dépend que du gradient de concentration alors que la convection est proportionnelle au débit de solvant ; ce qui permet d'écrire la relation suivante :

$$J.C_p = J_{\text{diff}} + J.C_{\text{conv}} \quad (17)$$

J : flux de solvant

J_{diff} : flux dû à la diffusion seule

C_p : concentration dans le perméat

C_{conv} : concentration due à la convection seule

La diffusion est d'autant plus forte que le soluté a une grande affinité pour la membrane, et donc un grand coefficient de partage. Pour des solutés ayant les mêmes propriétés chimiques avec une membrane donnée, les diffusions seront identiques et la sélectivité ne dépendra que de la convection et par conséquent des masses molaires [20].

D'une façon générale, plus l'énergie d'hydratation est grande plus le coefficient de partage est faible et meilleure est la rétention [17, 20, 21]. La rétention due à la convection ne dépend que de la masse molaire des solutés, elle est indépendante de leurs propriétés chimiques. Plus la taille d'un soluté est grosse, mieux ce soluté est retenu par convection.

I.3.2.3. Applications

Les principaux marchés actuels sont la séparation de petites molécules dans la pharmacie et le domaine biomédical, les biotechnologies, l'agro-alimentaire et surtout l'environnement.

Quelques exemples d'application de ces membranes sont :

- La séparation et la concentration des molécules telles que les antibiotiques,
- La déminéralisation et la concentration du lactosérum,
- Le traitement d'effluents de lavage de minerais avec élimination d'ions multivalents,
- L'adoucissement d'eaux potables avec élimination d'ions multivalents et/ou de petites molécules toxiques,
- En traitement de surface, régénération de bains usés de dépôts de cuivre,
- Élaboration de « nouveaux sucres » (séparation glucose-fructose).

On a aussi l'application de la nanofiltration comme moyen de prétraitement au dessalement par osmose inverse qui est très répandue [22, 23].

I.3.3. Osmose inverse

I.3.3.1. Principe

L'osmose, phénomène naturel mis en évidence pour la première fois par l'Abbé Nollet en 1748 n'a connue des applications pratiques par l'osmose inverse que dans la seconde moitié du XX^e siècle [24].

La technique d'osmose inverse (OI) ne s'apparente en rien aux techniques de filtration comme la microfiltration, l'ultrafiltration et la nanofiltration. L'espace libre entre les enchevêtrements des matériaux qui composent ces membranes est voisin de l'Angstrom (1/10 du nanomètre ou 1/10000 du micromètre), soit de l'ordre de la taille d'une molécule d'eau. A cette échelle, on ne parle plus de membrane poreuse, mais plutôt de membrane dense. Les phénomènes de transfert de matière à travers la membrane sont bien différents de ceux qui ont lieu dans les cas de la filtration. Seul le solvant, l'eau le plus souvent, est diffusée à travers la membrane et la quasi-totalité des sels et les autres constituants du système sont retenus [25].

Rappelons que le principe de l'osmose est basé sur l'équilibre de concentration d'espèces entre deux milieux séparés par une membrane semi-perméable. Sans la présence de membrane les solutés se transportent par diffusion et éventuellement par convection naturelle, de façon à obtenir un seul milieu homogène avec une concentration uniforme. Avec une membrane, les solutés ne peuvent plus changer de milieu et c'est donc le solvant qui traverse la solution diluée vers la solution concentrée. La différence de concentration est ainsi réduite, mais une différence de pression de part et d'autre de la membrane est aussi créée, ceci jusqu'à l'atteinte d'un équilibre [25]. La figure I.8 illustre ce phénomène. Lorsqu'il n'y a plus de mouvement de flux à travers la membrane et qu'il y a une différence de concentration entre les deux côtés de la membrane, la pression correspondante est la pression osmotique. Il apparaît donc que cette pression osmotique dépende bien sûr du milieu solvant /soluté (donc aussi de la membrane car c'est elle qui définit quelle substance est soluté) et de la différence de concentration.

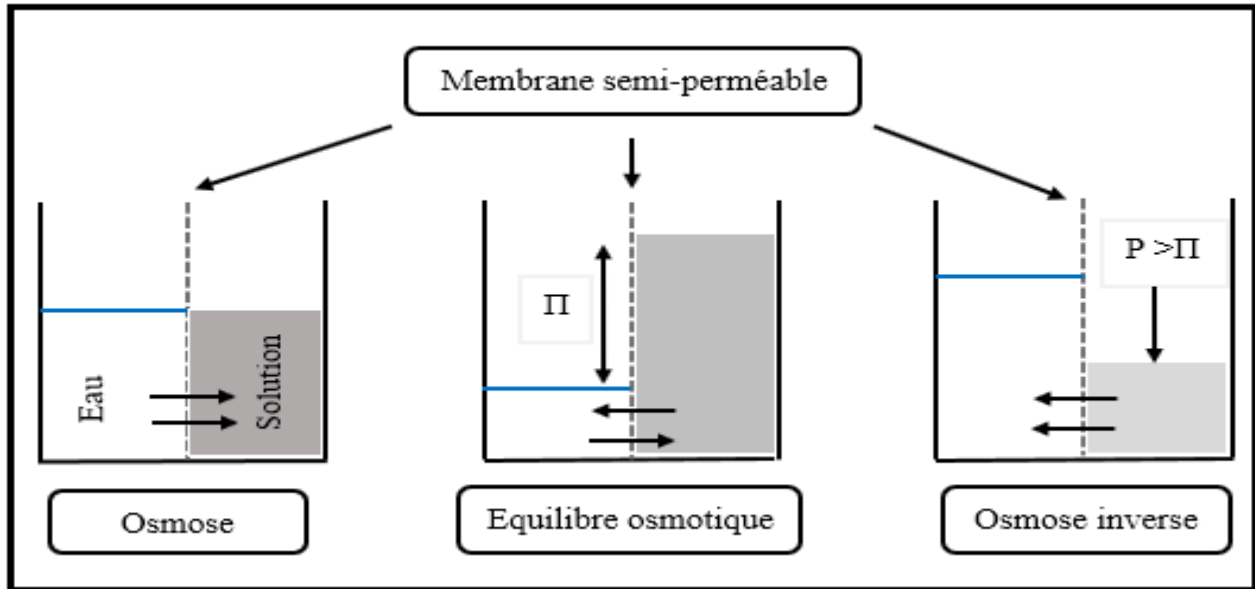


Figure I.8 : Différents types d'osmose

Cette expérience démontre qu'un gradient de concentration peut être compensé par un gradient de pression. L'osmose inverse consiste ainsi à appliquer une différence de pression plus élevée que la pression osmotique de façon à provoquer un flux de solvant du milieu le plus concentré vers le milieu le moins concentré, tout en maintenant un gradient de concentration déterminé. Celui-ci sera d'autant plus important que la différence de pression est élevée.

I.3.3.2. Mécanismes de transfert

La sélectivité des membranes d'osmose inverse est d'origine physico-chimique. Cette sélectivité est basée essentiellement sur le mécanisme de solubilisation-diffusion pour le transfert de solutés. Ce mécanisme d'élimination ionique dépend donc de l'interaction entre la membrane et les ions présents dans l'eau [19].

Les flux de solvant (J_v) et de soluté (J_s) sont donnés par les relations ci-dessous :

$$J_v = A (\Delta P - \Delta \Pi) \quad (18)$$

J_v : flux d'eau à travers la membrane,

A : perméabilité de la membrane au solvant (eau),

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

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

$$J_s = B \Delta C \quad (19)$$

J_s : flux de soluté à travers la membrane,

B : perméabilité de la membrane au soluté,

ΔC : différence de concentration en soluté de part et d'autre de la membrane.

En osmose inverse, la sélectivité d'une membrane vis-à-vis d'un composé donné est d'autant plus importante que ce composé est solvaté, en d'autres termes que son énergie d'hydratation est élevée [15].

I.3.3.3. Applications

La principale application de l'OI est le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres [15] mais elle est aussi utilisée pour la concentration des jus de fruits, la désalcoolisation des bières, etc. [17].

I.3.4. Électrodialyse

I.3.4.1. Principe

L'électrodialyse (ED) dite conventionnelle est une technique séparative permettant l'extraction d'ions à travers des membranes ioniques sous l'effet d'un champ électrique. Les membranes utilisées sont imperméables aux liquides. Un module d'électrodialyse est composé par l'assemblage d'un grand nombre de membranes alternativement cationiques et anioniques délimitant des compartiments de dilution et des compartiments de concentration comme l'illustre la figure I.9.

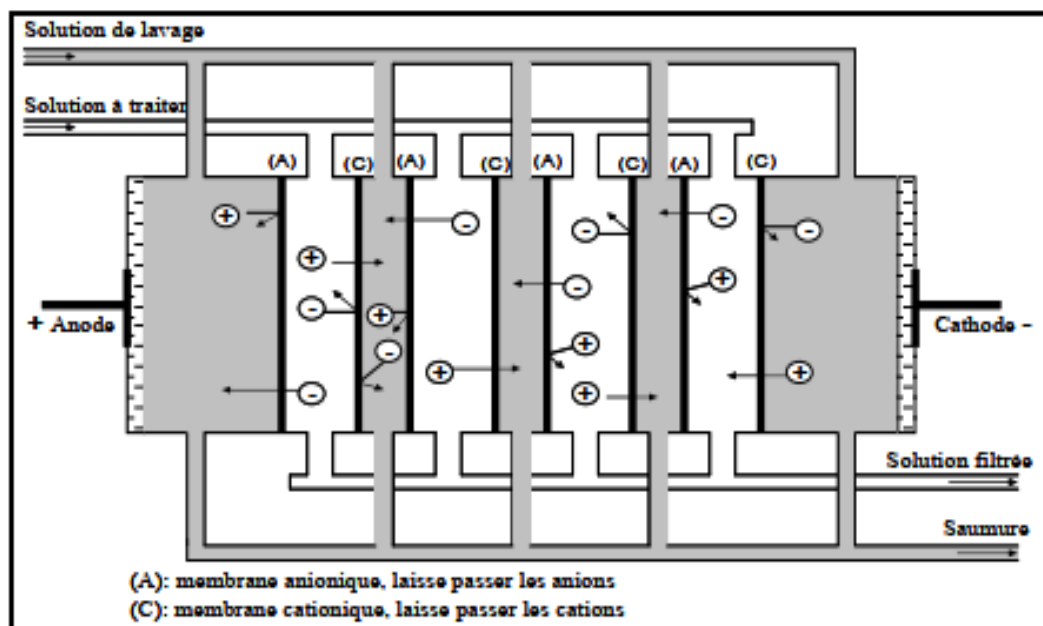


Figure I.9 : Schéma du principe de l'électrodialyse

I.3.4.2. Mécanismes de transfert

Le procédé utilise la mobilité des ions d'un électrolyte soumis à un champ électrique. Les anions sont transférés vers l'anode, les cations vers la cathode ; le transfert des charges électriques est effectué par les ions qui se déchargent sur les électrodes. Le dessalement proprement dit est assuré par la mise en place de membranes de deux sortes jouant le rôle de « clapets ioniques », les membranes anioniques (A), perméables aux anions, et les membranes cationiques (C), perméables aux cations. Une disposition alternée des deux qualités de membranes permet de former des compartiments de dessalement où la teneur ionique s'appauvrit et des compartiments de concentration recueillant les sels extraits (fig. I.9).

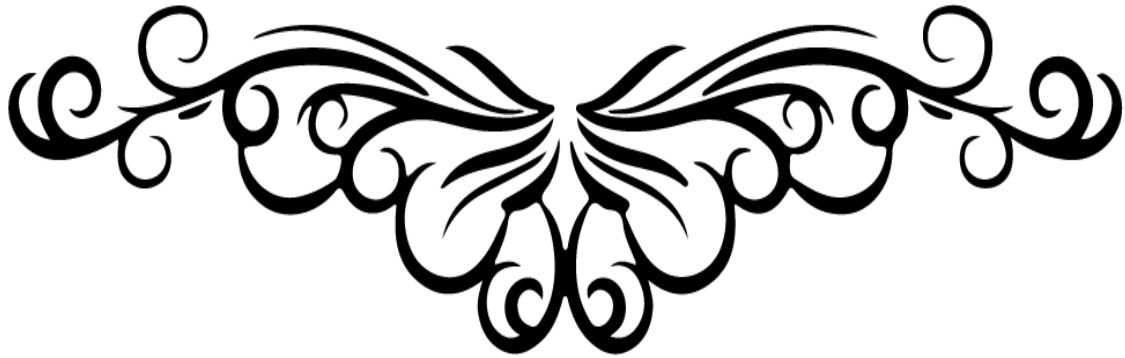
I.3.4.3. Applications

La principale application de l'électrodialyse est le dessalement des eaux saumâtres dont la salinité se situe aux environs de 5 g/l.

Les applications nouvelles de l'électrodialyse concernent des domaines aussi variés que la métallurgie, la chimie et la pharmacie, les biotechnologies, l'agro-industrie, le traitement d'eau et d'effluents, etc. [15, 5].



CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES



CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

II.1. Matériels

Dans le cadre de ce mémoire, les travaux ont été effectués au sein de l'université Assane SECK de Ziguinchor à travers le Laboratoire de Chimie et de Physique des Matériaux (LCPM) et le Laboratoire d'Analyse et de Traitement de l'Eau (LATE).

II.1.1. Appareils de mesures

Étant donné que la station pilote d'osmose inverse (Training / R&D) a été conçue pour dessaler des eaux saumâtres dont la salinité est comprise entre 2000 et 10000 mg/L, des analyses de caractérisation sont réalisées afin de savoir si l'échantillon prélevé peut être dessalé par la station.

Le conductimètre WTW cond 3110 (Figure II.2) a été utilisé pour mesurer la conductivité électrique (CE) et la salinité ; la précision sur la mesure de la conductivité est de $\pm 0,5$ % de la pleine échelle avec une gamme de 0 $\mu\text{S}/\text{cm}$ à 1000 mS/cm et celle de la salinité de $\pm 0,2$ % de la pleine échelle avec une gamme de 0 à 70 ppt.

Le pH-mètre WTW pH 3110 (Figure II.1) a été utilisé pour mesurer le pH et la température ; la précision sur la mesure du pH est de $\pm 0,005$ avec une très large gamme de pH et pour la gamme de température de -5 à $+105$ °C avec une précision de $\pm 0,1$ °C.

Ces deux appareils ont été utilisés pour effectuer les mesures sur l'eau d'alimentation et des perméats prélevés après traitement.

Ces paramètres sont mesurés en plongeant l'électrode de chaque appareil dans un bêcher de 250 ml contenant l'échantillon.



Figure II.1 : pH-mètre WTW pH 3110



Figure II.2 : Conductimètre WTW cond 3110

Le conductimètre WTW cond 3110 ne donne pas la mesure directe des matières solides dissoutes totales (TDS), elle est exprimée en mg/l par le produit d'un facteur (k) avec la conductivité électrique selon la relation suivante :

$$\text{TDS} = k * \text{CE} \quad (15)$$

$$\text{CE} < 6000 \mu\text{S/cm} \quad k = 0,65$$

$$\text{CE} > 6000 \mu\text{S/cm} \quad k = 0,89$$

La dureté est mesurée en suivant le protocole suivant :

- Remplir le tube au 10 ml avec l'eau à doser
- Ajouter le réactif MR (mono réactif) goutte à goutte en remuant après chaque addition, jusqu'à obtenir un virage du rouge au bleu
- TH (en degré français) = nombre de gouttes de réactif MR

Le titre alcalimétrique complet est mesuré par test du TAC en suivant le protocole suivant :

- Remplir le tube au 20 ml avec l'eau à doser
- Ajouter 4 gouttes de TA4
- Ajouter le réactif PA2, goutte à goutte en remuant après chaque addition, jusqu'à obtenir un virage du bleu à l'orange pur
- TAC (en degré français) = nombre de gouttes PA2 * 4

Les sulfates sont déterminés par colorimétrie à l'aide d'un spectrophotomètre DR 890.

Au cours des expériences nous avons utilisé deux instruments multi paramètres portatifs (HI 9811-5 et CO 3000 L figure II.3 et figure II.4 respectivement) pour mesurer les valeurs de la conductivité électrique, de la salinité et de la température des prélèvements au niveau de l'alimentation et du perméat. L'appareil HI 9811-5 a une gamme de mesure de 0 à 6000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ pour la CE, 0 à 3000 mg/L pour les TDS et de 0 à 70 °C pour la température. L'exactitude sur la mesure de la CE et les TDS est de $\pm 2\%$ de la pleine échelle et celle de la température $\pm 0,5\text{ }^\circ\text{C}$. L'appareil CO 3000 L a une plage de mesure de 0 à 500 mS/cm pour la CE et de 0 à 30 ppt pour la salinité. La précision sur la mesure de la CE est de $\pm 0,5\%$ et celle de la salinité $\pm 0,2$.



Figure II.3 : Appareil HI 9811-5



Figure II.4 : Conductimètre CO 3000 L

II.1.2. Station pilote d'osmose inverse

Le traitement des eaux saumâtres dans le cadre de notre travail est réalisé par la station pilote d'osmose inverse (Training / R&D) dont la production varie de 0,2 à 0,6 m³/h. Elle est installée sur une table dotée d'un panneau vertical de quatre roues qui supportent la base et permettent un transport facile.

La figure II.5 montre la station.



Figure II.5 : Station pilote de dessalement par osmose inverse

Les composants principaux de la station sont décrits ci-dessous. Les caractéristiques techniques des différents constituants de la station sont décrites en annexe 1.

II.1.2.1. Alimentation

Pour alimenter les modules, il faut remplir le réservoir d'alimentation. Une fois le réservoir plein, la pompe d'alimentation (PBP) aspirera l'eau et la propulsera sur la ligne d'alimentation jusqu'à la pompe haute pression (PHP).

II.1.2.2. Prétraitement physique

Pour l'élimination des solides suspendus, l'eau saumâtre à traiter passe à travers un filtre à sable et un filtre à cartouche. Les filtres sont dotés de vannes et manomètres pour les opérations de lavage et de remplacement.

II.1.2.3. Modules d'osmose inverse

Une pompe à haute pression fournit la pression nécessaire pour le fonctionnement des membranes et la production d'eau purifiée. Le module d'osmose inverse est composé de trois tubes de pression de 2,5" installés sur un panneau vertical. Le panneau contient aussi les collecteurs d'alimentation, de rejet et de perméat. Les tubes peuvent être configurés de différentes façons. Ils contiennent deux membranes de 2,5" chacun pour un total de six membranes d'OI.

II.1.2.4. Service auxiliaire ou système de rinçage

Avant chaque mis en arrêt, ce système alimente la station avec de l'eau dépourvue de sels produite par la station elle-même, ce qui permet d'enlever les eaux saumâtres qu'elle contient au niveau des membranes. Cette opération se réalise en configurant correctement les vannes associées et en mettant en marche la pompe à basse pression, qui aspire de l'eau purifiée à partir du réservoir de rinçage.

II.1.2.5. Centrale de mesures

À l'aide des sondes, elle permet de mesurer le pH, la conductivité et la température de l'eau d'alimentation et du perméat.

II.1.2.6. Alarmes

La station est pourvue de voyants rouges sur le panneau électrique, qui indiquent les alarmes suivantes :

- Capteur de niveau du réservoir d'alimentation qui nous informe que le réservoir est vide.
- Pressostat de basse pression (PSB) nous indique que la pression d'alimentation de la pompe haute pression est insuffisante pour son bon fonctionnement.
- Pressostat de haute pression (PSH) nous indique que la pression sur la ligne de haute pression est dangereusement élevée.
- Arrêt d'urgence (AU) nous indique quand le bouton d'arrêt d'urgence est activé.

II.1.3. Membranes utilisées

Les membranes utilisées au cours des expériences sont du type « Brackish Water » : BW30-2540, fabriquées par FilmTec™ pour un fonctionnement fiable et une production d'eau de haute qualité. Elles sont conçues pour les systèmes d'au moins de 0,2 m³/h offrant une coque extérieure rigide pour plus de résistance. Elles ont pour application la déminéralisation de l'eau industrielle, la production d'eau potable municipale et la réutilisation de l'eau.

Les caractéristiques et les limites de la membrane BW30-2540 sont données dans le tableau II.1.

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

Tableau II.1 : Caractéristiques et limites de la membrane

Type de membrane	Polyamide mince composite
Température de fonctionnement maximale	45°C
Pression maximale	41 bar
Débit d'alimentation minimale	0,2 m ³ /h
Débit d'alimentation maximale	1,4 m ³ /h
Débit maximum de perméat	0,133 m ³ /h
Chute de pression maximale	1 bar
Gamme de pH, fonctionnement	2-11
Gamme de pH, nettoyage à court terme	1-13
SDI maximal d'alimentation	5
Tolérance au chlore libre	< 0,1 ppm

II.2. Méthodes

L'échantillon d'eau brute que nous avons utilisé lors de nos expériences est l'eau du fleuve Casamance, prélevée au niveau d'une rizière à Djibélor (Ziguinchor). La caractérisation de cette eau brute a été faite dans le but de connaître ses paramètres physico-chimiques et de savoir si elle est saumâtre ou pas.

II.2.1. Caractérisation de l'eau brute

Le tableau ci-après donne les caractéristiques de l'eau brute.

Tableau II.2 : Caractérisation de l'eau du fleuve Casamance

Échantillon	pH	Température °C	CE µS/cm	Salinité g/l	TDS mg/l
Eau du fleuve Casamance	7,55	25,7	74800	52	66572

On réalise que cette eau n'est pas saumâtre, pour la rendre saumâtre on doit la diluer. La dilution va se faire avec de l'eau douce (eau du robinet) car elle permet d'avoir la minéralisation de l'eau brute la plus exacte.

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

L'eau du fleuve Casamance est donc la solution mère notée S_0 et sera diluée en deux solutions S_1 et S_2 de volumes égaux à 200 l avec des salinités respectives 2,8 et 5,6 g/l. Ces dilutions ont été effectuées pour respecter les consignes de fonctionnement de la station pilote en terme de salinité qui ne doit pas dépasser 10 g/l.

D'après la Loi de la dilution on a : $n_0 = n_i$ (avec $i = 1$ et 2)

$$\begin{array}{l} \text{▪ } S_1 \quad n_0 = n_1 \quad C_0 V_0 = C_1 V_1 \quad V_0 = \frac{C_1 V_1}{C_0} \quad \text{AN : } V_0 = \frac{2,8 * 200}{52} = 10,769 \text{ l} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{▪ } S_2 \quad n_0 = n_2 \quad C_0 V_0 = C_2 V_2 \quad V_0 = \frac{C_2 V_2}{C_0} \quad \text{AN : } V_0 = \frac{5,6 * 200}{52} = 21,538 \text{ l} \end{array}$$

Donc les volumes à prélever sont 10,769 et 21,538 l respectivement pour les salinités 2,8 et 5,6 g/l et un volume total de 200 l pour chaque solution.

Nous avons d'abord procédé à la caractérisation des solutions diluées, ensuite nous avons fait la simulation avec le logiciel ROSA (Reverse Osmosis System Analysis) et enfin nous avons effectué les manipulations.

Les résultats de la caractérisation des solutions diluées sont donnés dans le tableau II.3.

Tableau II.3 : Caractérisation des solutions diluées

Solutions	pH	Température °C	CE µs/cm	Salinité g/l	TDS mg/l	TH °f	TAC °f	SO ₄ ²⁻ mg/l
Solution S₁	5,54	25,7	5200	2,8	3380	60	4	160
Solution S₂	5,59	24,6	9880	5,6	8793,2	120	4	260

II.2.2. Logiciel de simulation ROSA

Le logiciel ROSA est un logiciel de simulation pour le dessalement qui permet de faire en amont de l'expérience des calculs pour savoir avec quels débits doit-on travailler afin de ne pas dépasser les limites des membranes à une telle pression d'alimentation ; quel mode de configuration utiliser afin de minimiser la consommation d'énergie. Il nous donne les caractéristiques du concentrât et du filtrat et propose même des solutions quand d'éventuels problèmes sont rencontrés.

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

Nous allons alimenter la station à 100 % de sa capacité et obtenir 85 % de perméat sans limite de consommation d'énergie. Pour cela on utilise les limites de la membrane BW30-2540 pour estimer les débits qui vont correspondre avec l'alimentation et la production voulues.

Le débit maximum d'alimentation de la membrane BW30-2540 est 1,4 m³/h donc notre débit d'alimentation sera : 1,4 m³/h * 100 % = 1,4 m³/h.

Le débit maximum de perméat de la membrane BW30-2540 est 0,133 m³/h donc le débit de perméat sera : 0,133 m³/h * 85 % = 0,11305 m³/h. Vu qu'on a trois tubes et que chacune contient deux membranes donc le débit général de perméat sera inférieur à : 0,11305 m³/h * 6 = 0,6783 m³/h.

La simulation se fait en 5 étapes :

➤ 1^{ère} étape : Informations sur le projet

Cette première étape consiste à entrer les informations sur le projet : le nom, l'auteur et les unités de mesure.

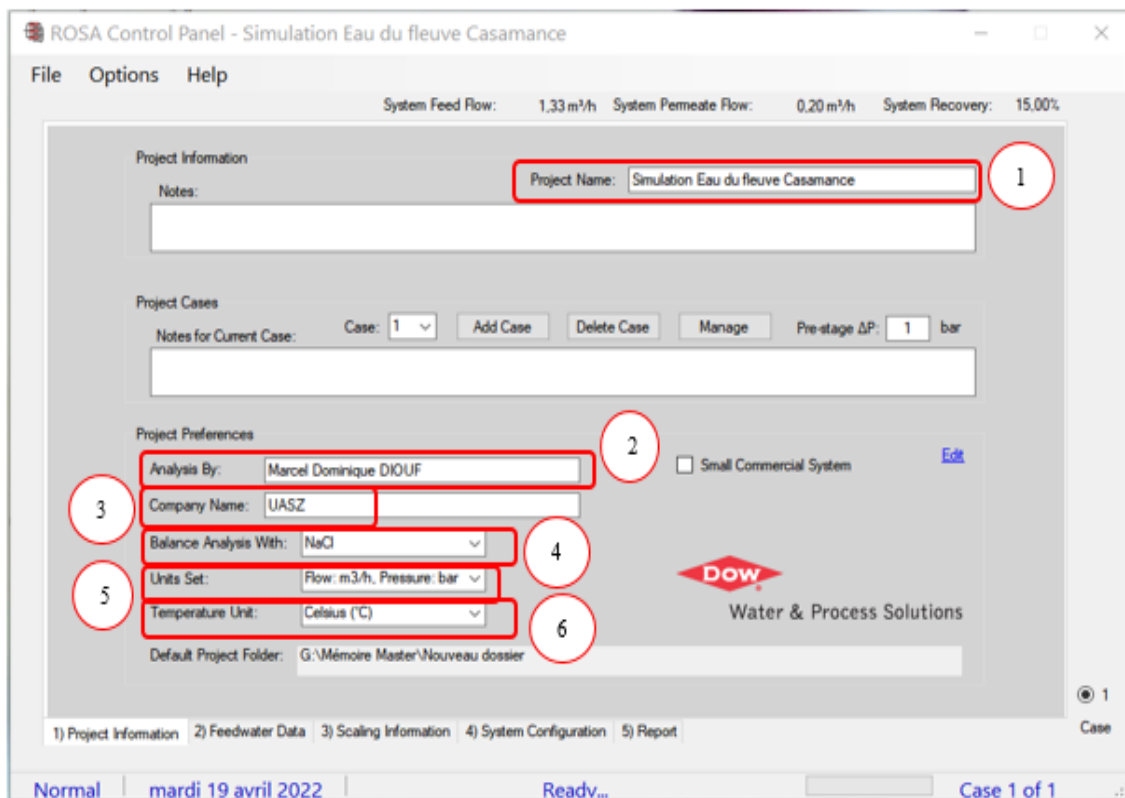


Figure II.6 : Première étape setup simulation ROSA

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

➤ 2^{ème} étape : Données sur l'eau d'alimentation

Dans cette deuxième étape on commence par donner le type d'eau selon le SDI à sélectionner dans la case « Water Type » ; ensuite on spécifie les paramètres comme la valeur des TDS, la température et le pH ; enfin si l'on connaît la teneur de chaque ion, on sélectionne la case « Specify Individual Solutes » ce qui nous permettra d'indiquer les différentes concentrations dans le tableau.

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc (mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0,000	0,000	0,000	0,00
Potassium (K)	0,000	0,000	0,000	0,00
Sodium (Na)	786,750	1711,069	34,221	786,75
Magnesium (Mg)	0,000	0,000	0,000	0,00
Calcium (Ca)	0,000	0,000	0,000	0,00
Strontium (Sr)	0,000	0,000	0,000	0,00
Barium (Ba)	0,000	0,000	0,000	0,00
Carbonate (CO3)	0,000	0,000	0,000	0,00
Bicarbonate (HCO3)	0,000	0,000	0,000	0,00
Nitrate (NO3)	0,000	0,000	0,000	0,00
Chloride (Cl)	1213,250	1711,069	34,221	1213,25
Fluoride (F)	0,000	0,000	0,000	0,00
Sulfate (SO4)	0,000	0,000	0,000	0,00
Silica (SiO2)	0,000	n.a.	n.a.	0,00
Boron (B)	0,000	n.a.	n.a.	n.a.

Figure II.7 : Deuxième étape setup simulation ROSA

➤ 3^{ème} étape : Mise à l'échelle des informations

Cette étape est utilisée uniquement que lorsqu'on définit les solutés séparément ce qui n'est pas le cas concernant notre étude.

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

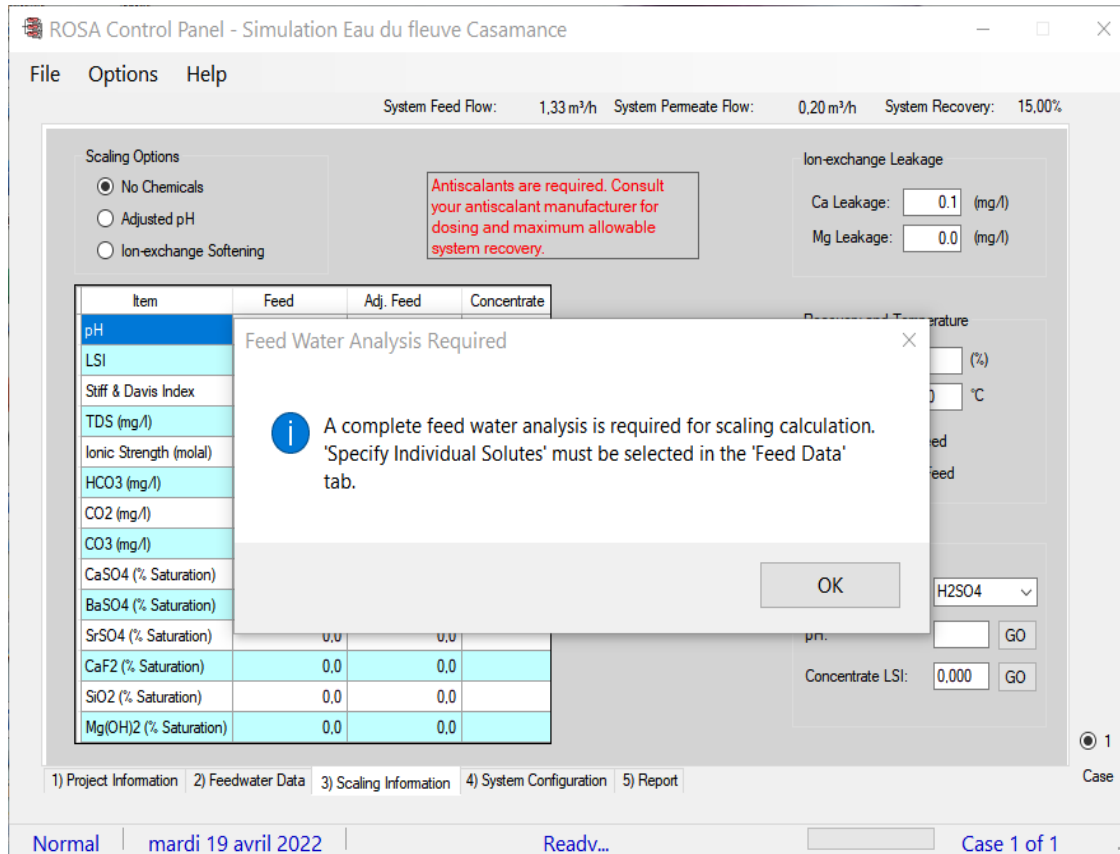


Figure II.8 : Troisième étape setup simulation ROSA

➤ 4^{ème} étape : Configuration du système

Ici on commence par cliquer sur la case « Stages in pass » pour modifier et vérifier que la représentation schématique correspond effectivement à la configuration en série des trois tubes. Chaque tube contient deux membranes, on configure chaque tube en cliquant successivement sur les cases « Stage in pass » et « Elements in each vessel ». On indique le type de membrane utilisé en cliquant sur la case « Products ».

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

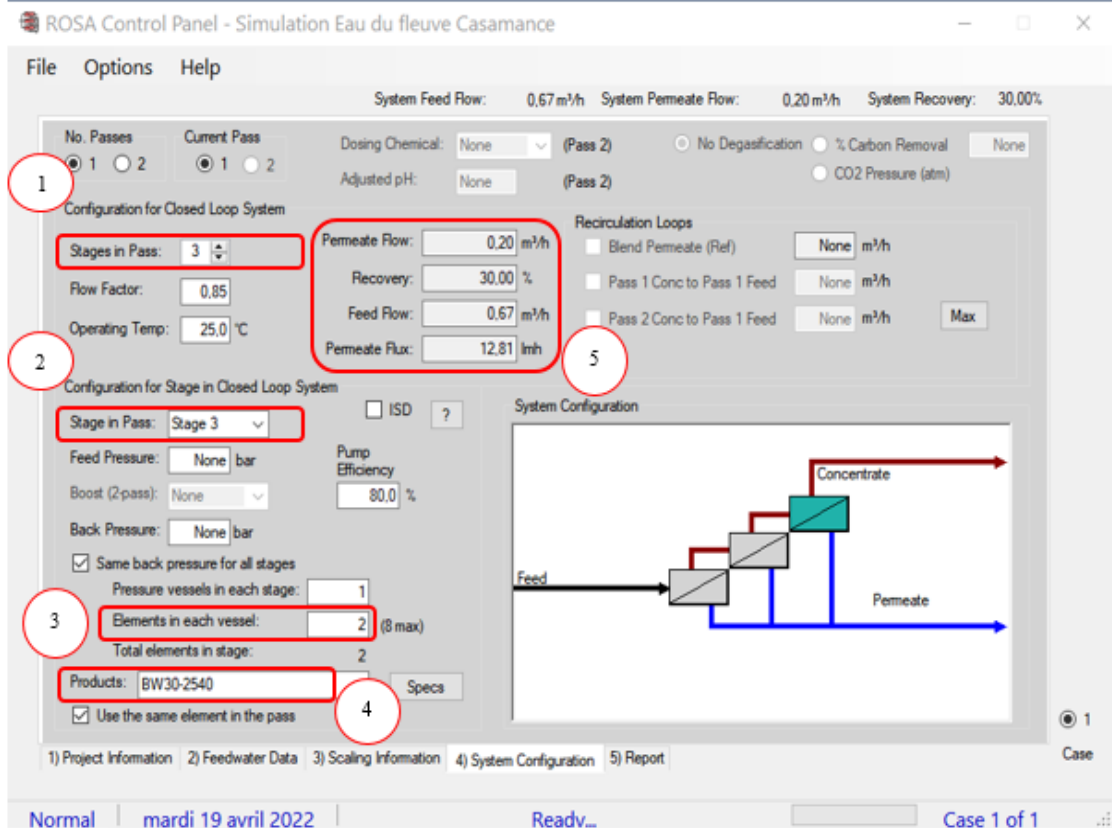


Figure II.9 : Quatrième étape (1) setup simulation ROSA

Nous devons indiquer les débits désirés en cliquant dans l'un des champs numéroté 5. Le logiciel ouvre alors une nouvelle fenêtre de calcul de débits. Ensuite on spécifie deux des trois paramètres (« Feed flow », « Recovery » et « Permeate flow ») puis on clique sur « Recalculate » et le logiciel calcule et génère la valeur du troisième paramètre. Enfin on clique sur « Accept Changes and Close ».

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

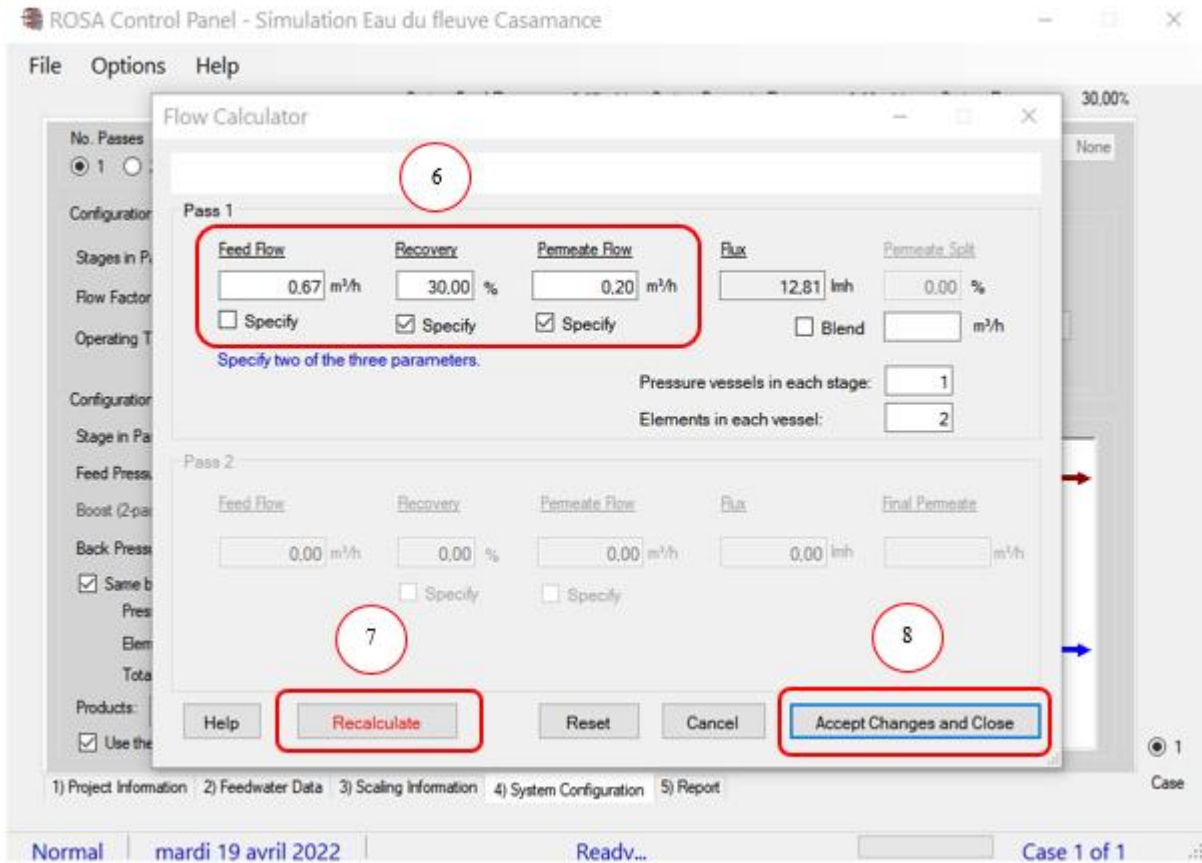


Figure II.10 : Quatrième étape (2) setup simulation ROSA

➤ 5^{ème} étape : Reporter

Dans cette dernière étape on clique sur l'onglet « Report » et le logiciel fait les calculs et une nouvelle fenêtre s'ouvrira avec les résultats. Si on constate qu'il y a un (des) avertissement(s) on réajuste le (les) paramètre(s) suivant la (les) solution(s) proposée(s) par le logiciel.

Un exemple de fichier généré par le logiciel est montré ci-après.

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Project: Simulation Eau du fleuve Casamance

Case: 1

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

19/04/2022

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	0,67 m³/h	Pass 1 Permeate Flow	0,20 m³/h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	0,67 m³/h	Pass 1 Recovery	30,00 %	Feed	2,97 bar
Feed Pressure	8,74 bar	Feed Temperature	25,7 C	Concentrate	4,18 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	3819,65 mg/l	Average	3,58 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	3,83 bar
Total Active Area	15,61 M²	Average Pass 1 Flux	12,81 lmh	Power	0,20 kW
Water Classification: Well Water	SDI < 3			Specific Energy	1,01 kWh/m³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	0,67	8,39	0,00	0,58	7,88	0,09	16,81	0,00	0,00	59,44
2	BW30-2540	1	2	0,58	7,54	0,00	0,51	7,11	0,07	12,67	0,00	0,00	88,57
3	BW30-2540	1	2	0,51	6,77	0,00	0,47	6,40	0,05	8,96	0,00	0,00	136,03

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	1409,47	1486,10	1707,04	1921,75	2108,46	23,21	34,58	53,12	33,93
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	2173,55	2173,55	2496,60	2810,51	3083,41	34,55	51,49	79,11	50,52
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES

SO4	160,00	160,00	183,91	207,20	227,53	1,68	2,49	3,79	2,44
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	3743,02	3819,65	4387,56	4939,47	5419,41	59,44	88,57	136,03	86,90
pH	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

Project: Simulation Eau du fleuve Casamance
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Case: 1
 19/04/2022

Design Warnings

-None-

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

		Perm	Flow	Perm	TDS	Feed Flow	Feed	TDS	
		(m ³ /h)	(mg/l)	(m ³ /h)	(mg/l)	(m ³ /h)	(mg/l)	(mg/l)	Feed Press (bar)
Stage 1 Element Recovery									
1	0,07	0,05	54,75			0,67	3819,65		8,39
2	0,07	0,04	64,61			0,62	4097,67		8,12
Stage 2 Element Recovery									
1	0,06	0,03	81,54			0,58	4387,56		7,54
2	0,06	0,03	96,44			0,54	4662,93		7,31
Stage 3 Element Recovery									
1	0,05	0,02	125,14			0,51	4939,47		6,77
2	0,04	0,02	148,47			0,49	5184,48		6,58

II.2.3. Protocole expérimental

Il consiste d'abord à faire un contrôle de prédémarrage ensuite le démarrage se fait en respectant les différentes étapes suivantes :

- 1 - Brancher la prise d'alimentation électrique puis mettre en marche le disjoncteur MAG1 et attendre que la centrale de mesures s'affiche complètement ;
- 2 - Tourner le sélecteur général (OFF/ON) à la position (1) – MARCHE ;
- 3 - Tourner le sélecteur de la pompe d'alimentation basse pression (PBP) à la position (1) - MARCHE ;
- 4 - Appuyer sur le bouton de mise en marche vert de la pompe d'alimentation à basse pression. Le voyant lumineux correspondant doit s'allumer, confirmant l'opération effectuée ;
- 5 - Ouvrir la vanne VS3 (BY-PASS) pour purger l'air dans le circuit ;
- 6 - Vérifier que l'eau dans le circuit a une pression supérieure à 1 bar avant de mettre le sélecteur de la pompe haute pression (PHP) en position (1) - MARCHE ;
- 7 - Une fois la vérification de l'étape 6 effectuée, appuyer sur le bouton de mise en marche vert de la pompe haute pression (PHP). Le voyant lumineux correspondant doit s'allumer, confirmant l'opération effectuée ;
- 8- Régler le variateur de fréquence de la pompe à haute pression en fonction de la configuration utilisée ;
- 9 - Fermer la vanne VS3 (BY-PASS) ;
- 10 - Régler la vanne d'étranglement à la pression nécessaire pour la configuration utilisée ;
- 11- Attendre que la production soit stable puis faire le prélèvement au niveau de la vanne PE 6 (P. $T_1 + T_2 + T_3$) ;
- 12- Après la dernière mesure effectuée, remplir le réservoir de rinçage à son niveau maximum en ouvrant la vanne VP3 (vanne perméat 3). Une fois le réservoir rempli, fermer VP3 et passer au mode rinçage.
- 13- Une fois le rinçage terminé éteindre et configurer les vannes en mode arrêt.



CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS



CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Les simulations concernant ce travail ont été effectuées en fixant le taux de conversion et faisant varier le débit de perméat. Comme le logiciel ne donne pas la valeur de la conductivité électrique dans le perméat mais la valeur des TDS on utilisera la relation qui lie ces deux paramètres afin de donner la valeur théorique de la conductivité électrique pour chaque simulation et calculer sa rétention. Pour chaque solution on va suivre l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation.

Les expériences concernant ce mémoire ont été effectuées en circuit fermé, en configurant les trois tubes en parallèle et à des taux de conversion de 30 ; 35 ; 40 et 45 % afin de déterminer l'efficacité de la membrane BW30-2540 sans la pousser aux limites et voir la corrélation entre les simulations et les expériences.

III.1. Résultats pour la solution S₁

III.1.1. Résultats pour une conversion de 30 %

III.1.1.1. Résultats des simulations et des expériences

Les tableaux III.1 et II.2 sont les différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 2a) et des expériences.

Tableau III.1 : Données des simulations de la solution S₁ pour une conversion de 30 %

P_a (bar)	8,47	9,72	11	12,33	13,70	15,11
Q₀ (m³/h)	0,67	0,83	1	1,17	1,33	1,50
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45
Y (%)	29,851	30,12	30	29,914	30,075	30
TDS (mg/l)	130,49	106,01	89,45	77,50	68,47	61,38
σ_p (μS/cm)	200,754	163,092	137,615	119,231	105,338	94,431
TR σ (%)	96,139	96,864	97,354	97,707	97,974	98,184

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.2 : Données des expériences de la solution S₁ pour une conversion en simulation de 30 %

P_a (bar)	8,5	10	11	12,5
F (Hz)	20,30	26,20	30,5	37,05
Q₀ (m³/h)	0,675	0,925	1,1	1,375
Q_p (m³/h)	0,2	0,28	0,325	0,4
Y (%)	29,63	30,27	29,545	29,091
σ station alimentation (μS/cm)	6908	6869	6905	7010
σ station perméat (μS/cm)	162	128	117	105
TR σ station (%)	97,655	98,136	98,305	98,502
σ appareil alimentation (μS/cm)	6830	6750	6760	6850
σ appareil perméat (μS/cm)	130	90	80	70
TR σ appareil (%)	98,097	98,667	98,816	98,978
Salinité alimentation (g/l)	2,833	2,8	2,775	2,717
Salinité perméat (g/l)	0,050	0,033	0,033	0,025
Température (°C)	27,5	27,6	27,8	28,2

Les figures III.1 et III.2 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

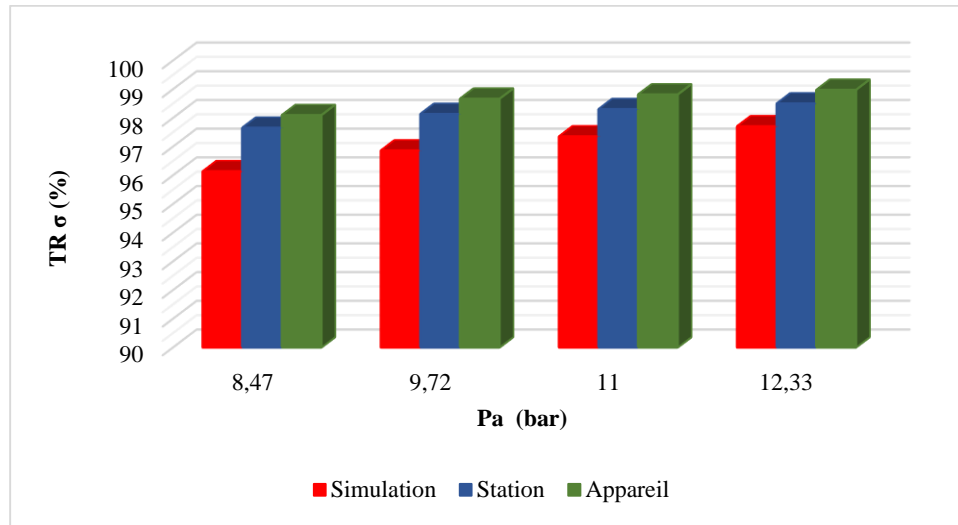


Figure III.1 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_1 ; $Y = 30\%$)

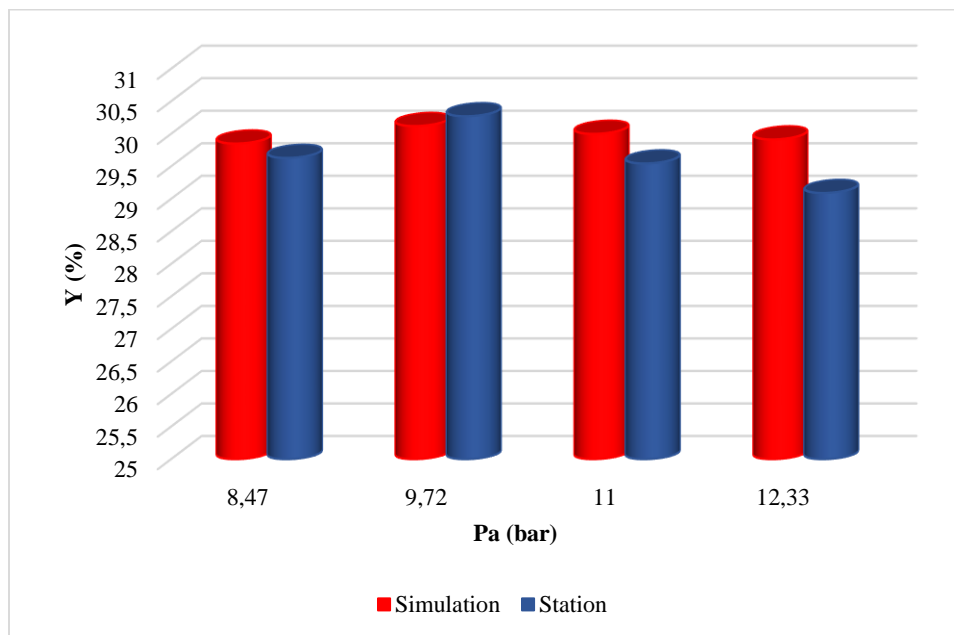


Figure III.2 : Taux de conversion (30 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_1

III.1.1.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.1 et III.2) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Les paramètres de simulation sont regroupés dans le tableau III.1 et les valeurs expérimentales sont données dans le tableau III.2.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.1 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Autant pour la simulation et l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on peut voir une bonne corrélation (Fig III.1) car le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.2 nous permet de suivre la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut à peu près obtenir en expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.2) car le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9996).

Lors des expériences, on s'est aperçu que la valeur de la conductivité détectée par la station de dessalement varie entre 6900 et 7010 $\mu\text{S}/\text{cm}$ au lieu d'être fixe à 5200 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette augmentation de la valeur de la conductivité est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation ne variait presque pas (2,717-2,833 g/l). Cela s'explique par le fait que les manipulations sont effectuées en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a à peu près la même salinité qu'initialement (2,8 g/l). En simulation la pression limite est de 15,11 bar tandis qu'en expérience elle est de 12,5 bar parce au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit d'alimentation de la membrane qui est de 1,4 m^3/h .

Les résultats montrés sont cohérents parce que la rétention de la conductivité électrique augmente lorsque la pression d'alimentation augmente (Tab III.1, Tab III.2 et Fig III.1). La rétention est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.1) et est comprise entre 97,655 et 98,502 % (Tab III.2). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils montrent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 2,8 g/l et une conversion de 30 % la station est un excellent outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est comprise entre 0,025 et 0,050 g/l.

III.1.2. Résultats pour une conversion de 35 %

III.1.2.1. Résultats des simulations et des expériences

Les tableaux III.3 et III.4 regroupent les différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 2b) et des expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.3 : Données des simulations de la solution S₁ pour une conversion de 35 %

P_a (bar)	8,48	9,68	10,90	12,17	13,46	14,80	16,18
Q₀ (m³/h)	0,57	0,71	0,86	1	1,14	1,29	1,43
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50
Y (%)	35,088	35,211	34,884	35	35,088	34,883	34,965
TDS (mg/l)	136,98	111,31	93,96	81,44	71,98	64,56	58,60
σ_p (μS/cm)	210,738	171,246	144,554	125,292	110,738	99,323	90,153
TR σ (%)	95,947	96,707	97,220	97,590	97,870	98,09	98,266

Tableau III.4 : Données des expériences de la solution S₁ pour une conversion en simulation de 35 %

P_a (bar)	8,5	9,5	11	12	13,5
F (Hz)	17,80	21,25	26	30,25	35
Q₀ (m³/h)	0,575	0,725	0,900	1,075	1,280
Q_p (m³/h)	0,205	0,255	0,320	0,380	0,450
Y (%)	35,652	35,172	35,555	35,349	35,156
σ station alimentation (μS/cm)	6950	6970	6999	7082	7130
σ station perméat (μS/cm)	163	140	122	114	105
TR σ station (%)	97,655	97,991	98,257	98,390	98,527
σ appareil alimentation (μS/cm)	6700	6790	6680	6660	6870
σ appareil perméat (μS/cm)	140	110	90	85	80
TR σ appareil (%)	97,910	98,38	98,653	98,724	98,835
Salinité alimentation (g/l)	2,775	2,816	2,750	2,767	2,85
Salinité perméat (g/l)	0,058	0,041	0,041	0,033	0,033
Température (°C)	28	28,3	28,6	29,1	29,5

Les figures III.3 et III.4 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

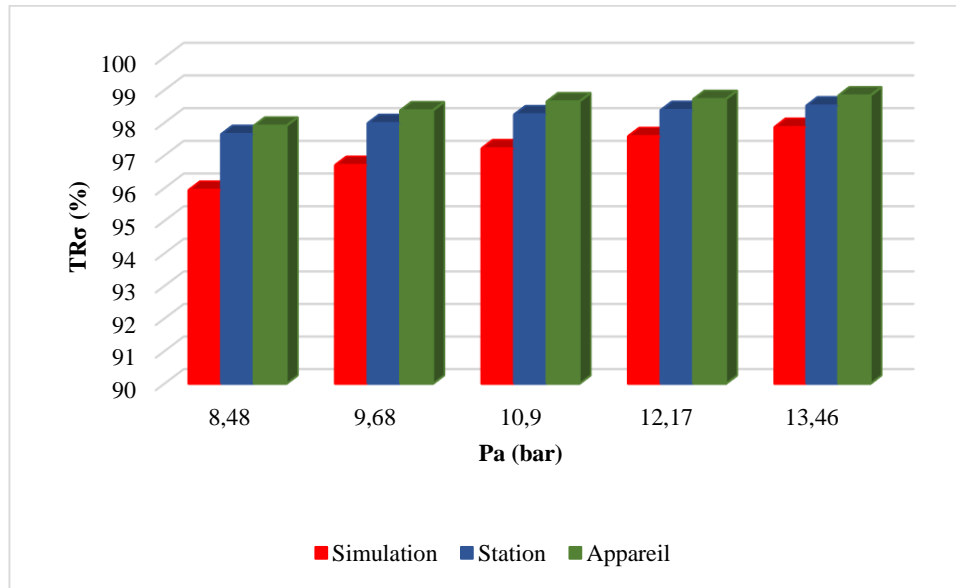


Figure III.3 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_1 ; $Y = 35\%$)

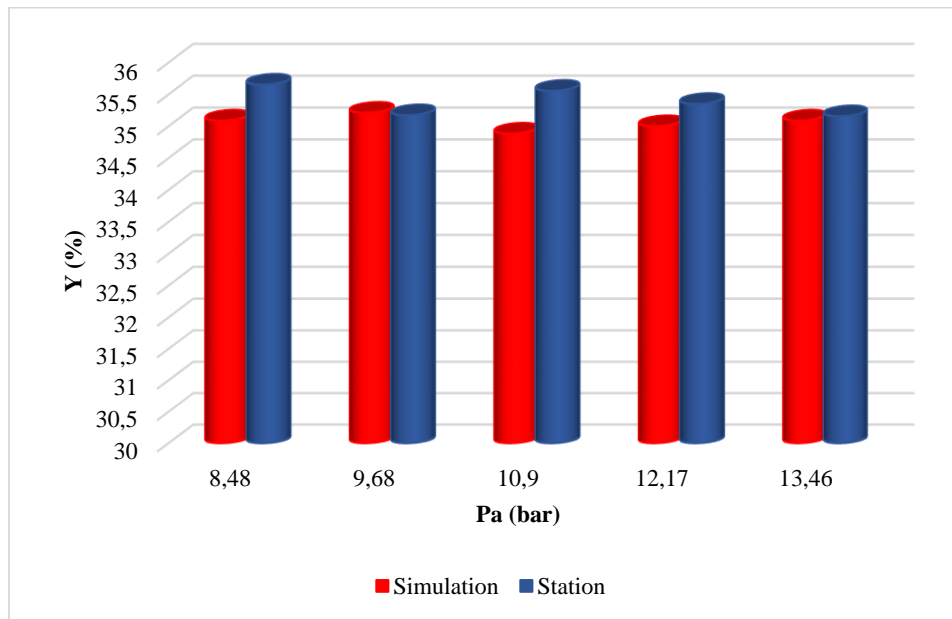


Figure III.4 : Taux de conversion (35 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_1

III.1.2.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.3 et III.4) sont obtenus à partir des données des simulations et des expériences. Les paramètres de travail sont répertoriés dans le tableau III.3 et les valeurs expérimentales sont données dans le tableau III.4.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.3 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Aussi pour la simulation et l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on peut voir une bonne corrélation (Fig III.3) parce que le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.4 nous permet de suivre la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut presque obtenir en expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.4) parce que le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9998).

Lors des expériences, on s'est aperçu que la valeur de la conductivité détectée par la station de dessalement varie entre 6950 et 7130 $\mu\text{S}/\text{cm}$ au lieu d'être fixe à 5200 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette augmentation de la valeur de la conductivité est due à l'augmentation de la température à cause de la circulation de l'eau en boucle fermée. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation ne variait presque pas (2,75-2,85 g/l). Cela s'explique par le fait que les manipulations sont effectuées en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a à peu près la même salinité qu'initialement (2,8 g/l). La pression limite en simulation est de 16,18 bar tandis qu'en expérience elle est de 13,5 bar car au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit de perméat qui est de 0,5 m^3/h .

Les résultats montrés sont cohérents parce que la rétention de la conductivité électrique augmente lorsque la pression d'alimentation augmente (Tab III.3, Tab III.4 et Fig III.3). Elle est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.3) et est comprise entre 97,655 et 98,527 % (Tab III.4). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ces résultats montrent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 2,8 g/l et une conversion de 35 % la station est un excellent outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est comprise entre 0,033 et 0,058 g/l.

III.1.3. Résultats pour une conversion de 40 %

III.1.3.1. Résultats des simulations et des expériences

Les tableaux III.5 et III.6 donnent les résultats des différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 2c) et des expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.5 : Données des simulations de la solution S₁ pour une conversion de 40 %

P_a (bar)	8,56	9,72	10,91	12,13	13,38	14,67	16
Q₀ (m³/h)	0,50	0,63	0,75	0,88	1	1,13	1,25
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50
Y (%)	40	39,682	40	39,773	40	39,823	40
TDS (mg/l)	144,29	117,26	99,01	85,84	75,90	68,10	61,83
σ_p (μS/cm)	221,985	180,4	152,323	132,061	116,769	104,769	95,123
TR σ (%)	95,731	96,531	97,071	97,460	97,754	97,985	98,171

Tableau III.6 : Données des expériences de la solution S₁ pour une conversion en simulation de 40 %

P_a (bar)	8,5	10	11	12	13,5
F (Hz)	15,40	21	22,95	26,05	30,95
Q₀ (m³/h)	0,490	0,700	0,775	0,900	1,100
Q_p (m³/h)	0,200	0,275	0,320	0,375	0,450
Y (%)	40,816	39,286	41,29	41,667	40,909
σ station alimentation (μS/cm)	6742	6789	6844	6913	6984
σ station perméat (μS/cm)	169	134	125	116	106
TR σ station (%)	97,493	98,026	98,173	98,322	98,482
σ appareil alimentation (μS/cm)	6690	6590	6680	6720	6730
σ appareil perméat (μS/cm)	140	100	90	80	70
TR σ appareil (%)	97,907	98,482	98,653	98,809	98,96
Salinité alimentation (g/l)	2,767	2,725	2,676	2,783	2,792
Salinité perméat (g/l)	0,050	0,033	0,033	0,025	0,025
Température (°C)	27,7	28,2	29	29,3	29,8

Les figures III.5 et III.6 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

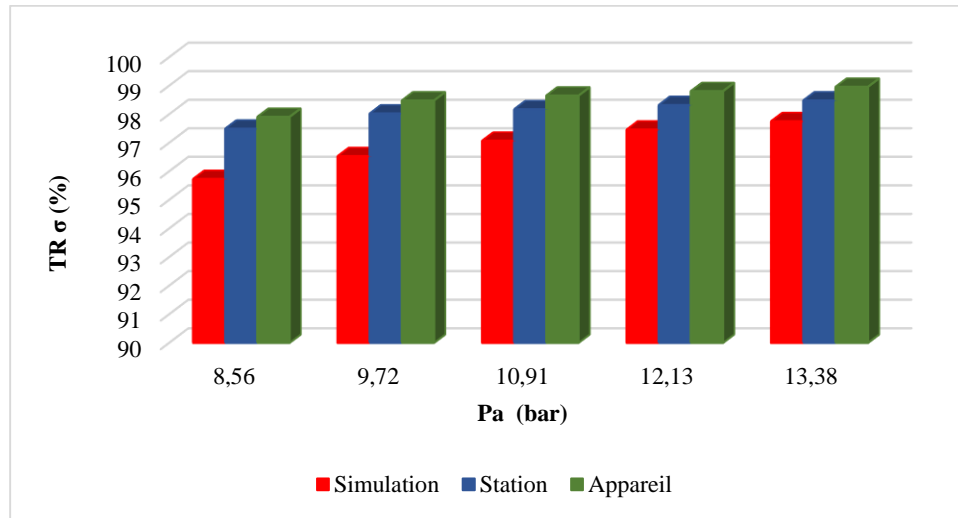


Figure III.5 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_1 ; $Y = 40\%$)

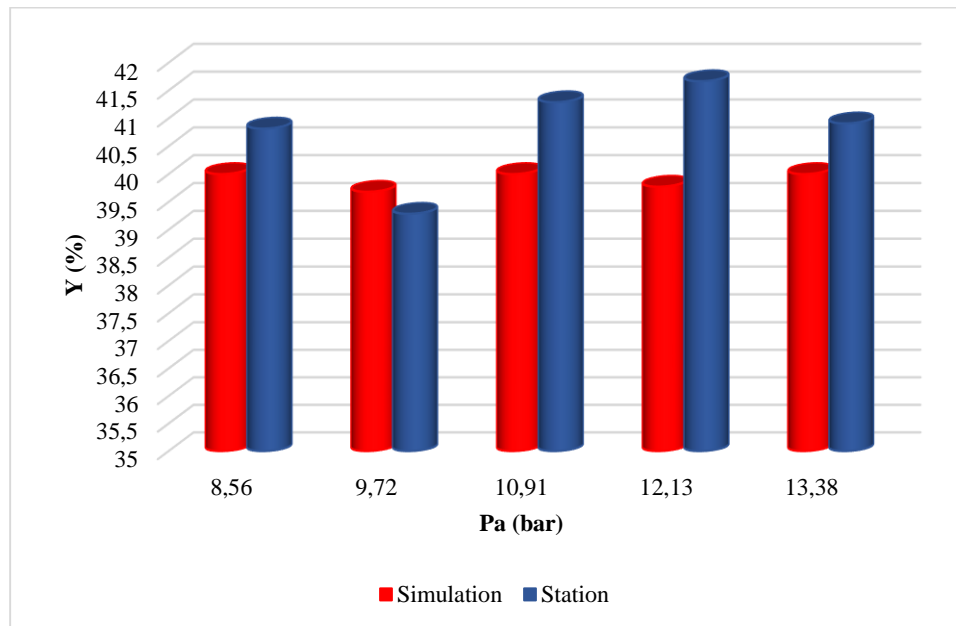


Figure III.6 : Taux de conversion (40 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_1

III.13.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.5 et III.6) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Dans le tableau III.5 sont regroupés les paramètres de travail et dans le tableau III.6 sont données les valeurs obtenues expérimentalement.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.5 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Aussi bien pour la simulation que pour l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on a une bonne corrélation (Fig III.5) car le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.6 nous permet de suivre la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut approximativement obtenir dans l'expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.6) car le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9993).

Durant l'expérience, on s'est aperçu que la valeur de la conductivité électrique détectée par la station de dessalement varie entre 6742 et 6984 $\mu\text{S}/\text{cm}$ au lieu d'être fixe à 5200 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette augmentation de la valeur de la conductivité est due à l'augmentation de la température du fait que les expériences sont effectuées en circuit fermé. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation varie légèrement (2,725-2,792 g/l). Cela s'explique par le fait que les manipulations sont effectuées en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a à peu près la même salinité qu'initialement (2,8 g/l). La pression limite en simulation est de 16 bar tandis qu'en expérience elle est de 13,5 bar car au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit de perméat qui est de 0,5 m^3/h .

Les résultats montrés sont cohérents puisque la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression (Tab III.5, Tab III.6 et Fig III.5). Elle est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.5) et est comprise entre 97,493 et 98,482 % (Tab III.6). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils montrent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 2,8 g/l et une conversion de 40 % la station est un excellent outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est comprise entre 0,025 et 0,050 g/l.

III.1.4. Résultats pour une conversion de 45 %

III.1.4.1. Résultats des simulations et des expériences

Les résultats des différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 2d) et des expériences sont données dans les tableaux III.7 et III.8.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.7 : Données des simulations de la solution S₁ pour une conversion de 45 %

P_a (bar)	8,70	9,84	11	12,19	13,41	14,67	15,96
Q₀ (m³/h)	0,44	0,56	0,67	0,78	0,89	1	1,11
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50
Y (%)	45,454	44,643	44,776	44,872	44,944	45	45,045
TDS (mg/l)	152,63	124,03	104,72	90,81	80,30	72,08	65,47
σ_p (μS/cm)	234,815	190,815	161,108	139,708	123,538	110,892	100,723
TR σ (%)	95,484	96,330	96,902	97,313	97,624	97,867	98,063

Tableau III.8 : Données des expériences de la solution S₁ pour une conversion en simulation de 45 %

P_a (bar)	9	10	11	12	13,5
F (Hz)	15,95	20,15	23,14	26,55	29,70
Q₀ (m³/h)	0,500	0,660	0,775	0,910	1,040
Q_p (m³/h)	0,225	0,300	0,350	0,410	0,475
Y (%)	45	45,454	45,161	45,055	45,673
σ station alimentation (μS/cm)	6999	7105	7181	7280	7371
σ station perméat (μS/cm)	169	144	133	125	119
TR σ station (%)	97,583	97,973	98,148	98,283	98,385
σ appareil alimentation (μS/cm)	6300	6640	6555	6620	6590
σ appareil perméat (μS/cm)	140	120	110	100	90
TR σ appareil (%)	97,778	98,193	98,322	98,489	98,634
Salinité alimentation (g/l)	2,709	2,750	2,767	2,750	2,692
Salinité perméat (g/l)	0,058	0,041	0,041	0,033	0,033
Température (°C)	30,9	31	31,6	32,2	33

Les figures III.7 et III.8 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

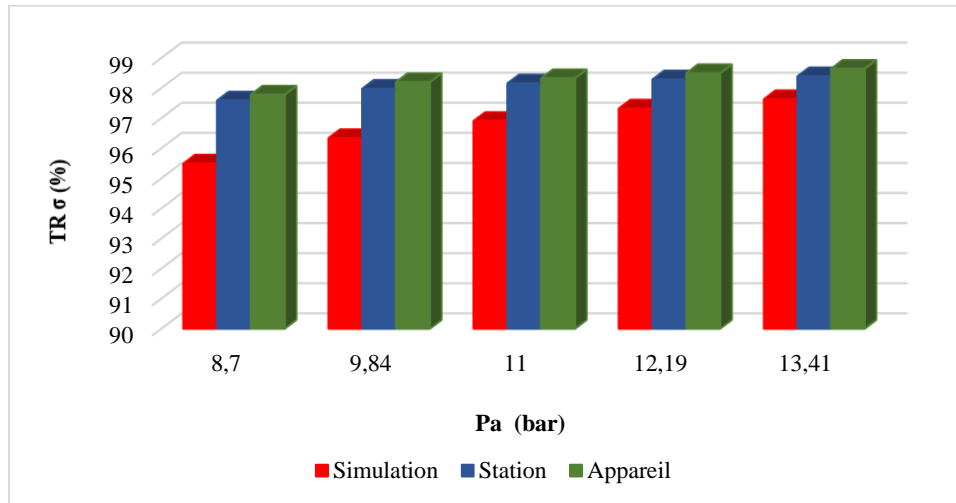


Figure III.7 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_1 ; $Y = 45$ %)

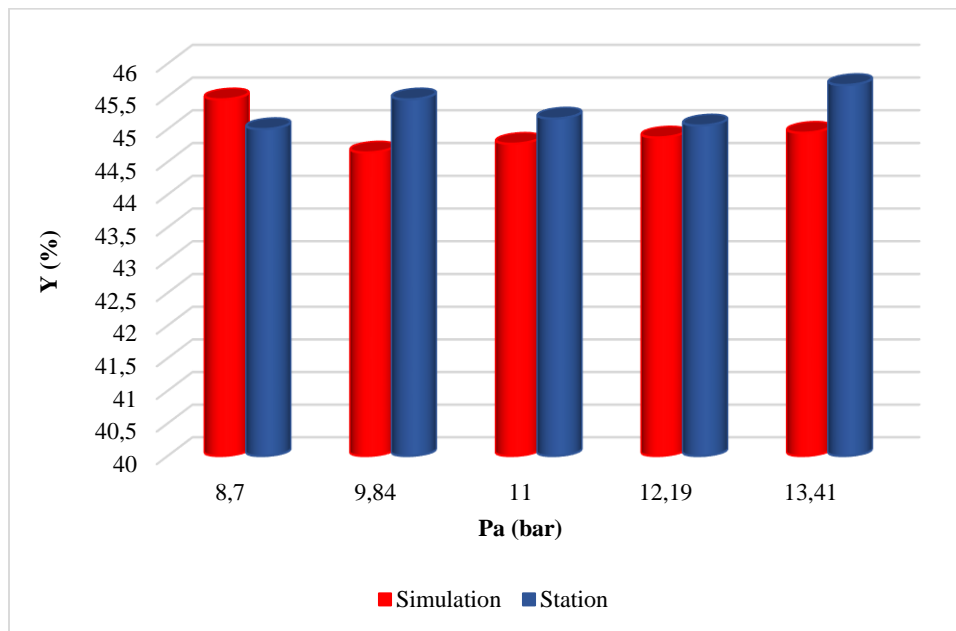


Figure III.8 : Taux de conversion (45 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_1

III.1.4.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.7 et III.8) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Les paramètres de simulation sont rassemblés dans le tableau III.7 et les valeurs expérimentales sont données dans le tableau III.8.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.7 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Ainsi il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on obtient une bonne corrélation (Fig III.7) parce que le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.8 nous permet de suivre la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut quasiment obtenir dans l'expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.8) car le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9997).

Dans l'expérience, il apparaît que la valeur de la conductivité électrique mesurée par la station de dessalement varie entre 6999 et 7371 $\mu\text{S}/\text{cm}$ au lieu d'être fixe à 5200 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette augmentation de la valeur de la conductivité est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation varie légèrement (2,692-2,767 g/l). Cela s'explique par le fait que les manipulations sont effectuées en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a à peu près la même salinité qu'initialement (2,8 g/l). La pression limite en simulation est de 15,96 bar tandis qu'en expérience elle est de 13,5 bar car au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit de perméat qui est de 0,5 m^3/h .

Les résultats sont cohérents puis que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression (Tab III.7, Tab III.8 et Fig III.7). Elle est meilleure lors de l'expérience qu'en simulation (Fig III.7) et est comprise entre 97,583 et 98,385 % (Tab III.8). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils dévoilent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 2,8 g/l et une conversion de 45 % la station est un excellent outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est comprise entre 0,033 et 0,058 g/l.

III.2. Résultats pour la solution S₂

III.2.1. Résultats pour une conversion de 30 %

III.2.1.1. Résultats des simulations et des expériences

Les résultats des différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 3a) et des expériences sont montrées dans les tableaux III.9 et III.10.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.9 : Données des simulations de la solution S₂ pour une conversion de 30 %

P_a (bar)	14,37	15,82	17,30	18,83	20,40	22,02
Q₀ (m³/h)	0,67	0,83	1	1,17	1,33	1,50
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45
Y (%)	29,851	30,120	30	29,914	30,075	30
TDS (mg/l)	306,60	248,81	209,76	181,59	160,33	143,68
σ_p (μS/cm)	471,692	382,785	322,708	279,369	246,661	221,046
TR σ (%)	95,226	96,126	96,734	97,172	97,503	97,763

Tableau III.10 : Données des expériences de la solution S₂ pour une conversion en simulation de 30 %

P_a (bar)	14,5
F (Hz)	37,8
Q₀ (m³/h)	1,395
Q_p (m³/h)	0,445
Y (%)	31,9
σ station alimentation (μS/cm)	9951
σ station perméat (μS/cm)	154
TR σ station (%)	98,452
σ appareil alimentation (μS/cm)	10380
σ appareil perméat (μS/cm)	130
TR σ appareil (%)	98,747
Salinité alimentation (g/l)	5,5
Salinité perméat (g/l)	0,038
Température (° C)	31,7

Les figures III.9 et III.10 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

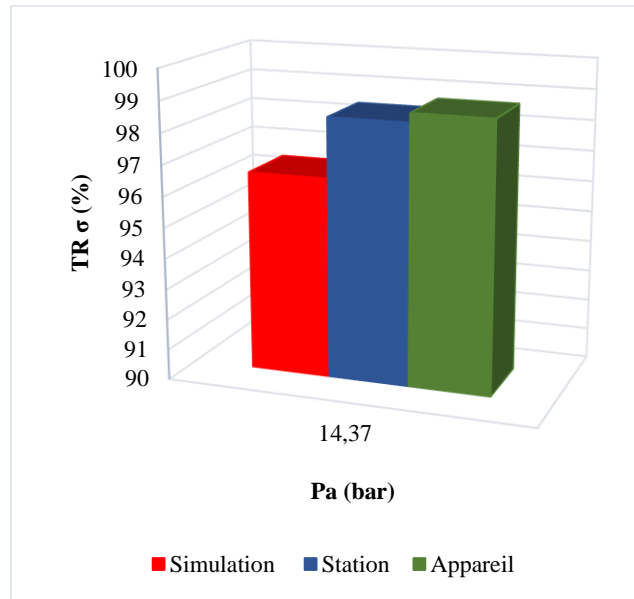


Figure III.9 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_2 ; $Y = 30\%$)

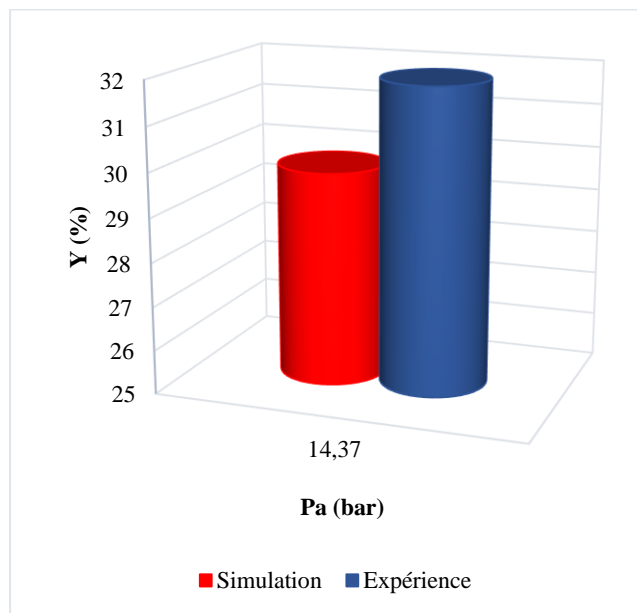


Figure III.10 : Taux de conversion (30 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_2

III.2.1.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.9 et III.10) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Les paramètres de simulation sont regroupés dans la tableau III.9 et les valeurs expérimentales dans le tableau III.10.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.9 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Pour la simulation on a une large gamme de mesure allant de 14,37 à 22,02 bar alors que dans l'expérience on a une seule mesure (14,5 bar). La figure III.10 nous permet d'observer la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Pour la seule mesure possible faite nous obtenons de bonnes corrélations parce que les coefficients de corrélation sont égaux à l'unité.

Dans l'expérience, la valeur de la conductivité électrique mesurée par la station de dessalement a légèrement varié 9951 $\mu\text{S}/\text{cm}$ au lieu d'être fixe à 9880 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette légère augmentation de la valeur de la conductivité électrique est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation est à peu près la même (5,5g/l), cela s'explique par le fait qu'en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a quasiment la même mesure qu'initialement (5,6 g/l). Expérimentalement à 14,5 bar, le débit d'alimentation est de 1,395 m^3/h atteignant presque la limite d'alimentation de la membrane qui est de 1,4 m^3/h ce qui fait qu'on n'a pas pu passer à d'autres valeurs de pression simulées.

La rétention est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.9), elle est de 98,452 % dans l'expérience (Tab III.10) et de 95,226 % en simulation (Tab III.9). Ce résultat confirme la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse. Il montre que pour une eau saumâtre de salinité égale à 5,6 g/l et une conversion de 30 % la station est un bon outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est de 0,038 g/l.

III.2.2. Résultats pour une conversion de 35 %

III.2.2.1. Résultats des simulations et des expériences

Les résultats des différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 3b) et des expériences sont répertoriés dans les tableaux III.11 et III.12.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.11 : Données des simulations de la solution S₂ pour une conversion de 35 %

P_a (bar)	14,68	16,09	17,52	18,99	20,50	22,05	23,66
Q₀ (m³/h)	0,57	0,71	0,86	1	1,14	1,29	1,43
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50
Y (%)	35,088	35,211	34,884	35	35,088	34,883	34,965
TDS (mg/l)	321,59	260,98	220,04	190,53	168,25	150,82	136,80
σ_p (μS/cm)	494,754	401,508	338,523	293,123	258,846	232,031	210,461
TR σ (%)	94,992	95,936	96,574	97,033	97,380	97,651	97,87

Tableau III.12 : Données des expériences de la solution S₂ pour une conversion en simulation de 35 %

P_a (bar)	14,5	16
F (Hz)	33,3	38,15
Q₀ (m³/h)	1,200	1,400
Q_p (m³/h)	0,430	0,5
Y (%)	35,83	35,714
σ station alimentation (μS/cm)	9814	9988
σ station perméat (μS/cm)	154	146
TR σ station (%)	98,431	98,538
σ appareil alimentation (μS/cm)	10840	10990
σ appareil perméat (μS/cm)	150	130
TR σ appareil (%)	98,616	98,817
Salinité alimentation (g/l)	5,4	5,3
Salinité perméat (g/l)	0,044	0,038
Température (°C)	31,5	32,1

Les figures III.11 et III.12 sont celles du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

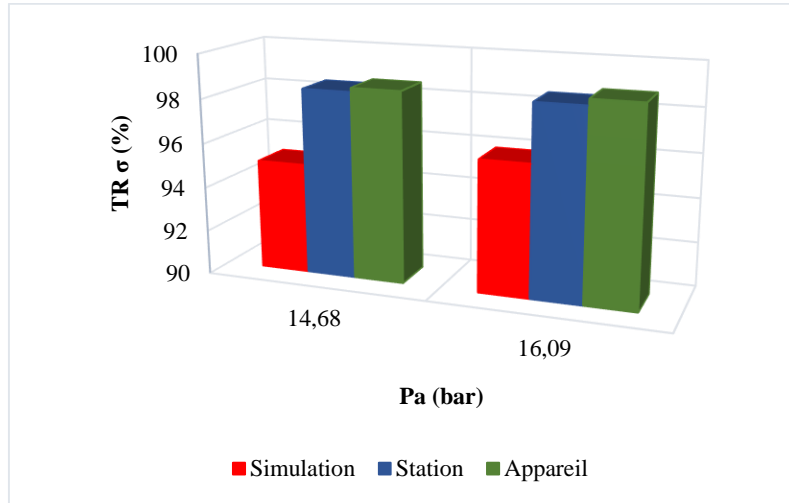


Figure III.11 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_2 ; $Y = 35\%$)

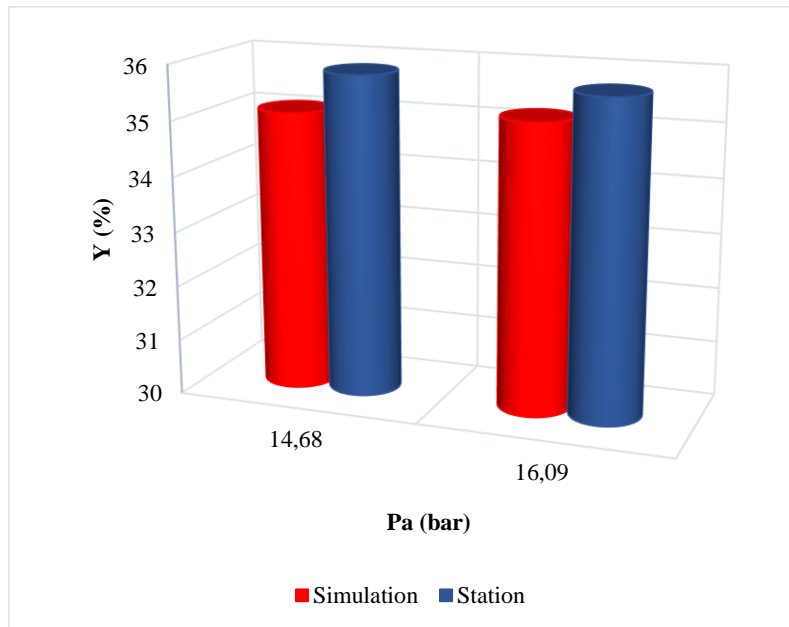


Figure III.12 : Taux de conversion (35 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_2

III.2.2.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.11 et III.12) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Les paramètres de simulation sont rassemblés dans le tableau III.11 et les valeurs expérimentales sont données dans le tableau III.12.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.11 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Aussi bien pour la simulation que l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on peut voir une corrélation (Fig III.11) parce que le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.12 nous permet de regarder la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut obtenir en expérience presque la même conversion qu'en simulation (Fig III.12) parce que le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9999).

En expérience, la valeur de la conductivité électrique mesurée à l'alimentation par la station de dessalement varie légèrement de 9814 à 9988 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette légère variation de la valeur de la conductivité électrique est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation a légèrement varié (5,3-5,4 g/l), cela s'explique par le fait qu'en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a quasiment la même mesure qu'initialement (5,6 g/l). La pression limite en simulation est de 23,66 bar tandis qu'en expérience elle est de 16 bar car pour cette valeur de pression on atteint la limite du débit d'alimentation (1,4 m^3/h) et du débit de perméat (0,5 m^3/h).

Les résultats sont cohérents parce que la rétention de la conductivité électrique augmente lorsque la pression d'alimentation augmente (Tab III.11, Tab III.12 et Fig III.11). Elle est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.11) et est comprise entre 98,431 et 98,538 % (Tab III.12). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils montrent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 5,6 g/l et une conversion de 35 % la station est un bon outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est comprise entre 0,044 et 0,038 g/l.

III.2.3. Résultats pour une conversion de 40 %

III.2.3.1. Résultats des simulations et des expériences

Les différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 3c) et des expériences sont renseignées dans les tableaux III.13 et III.14.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.13 : Données des simulations de la solution S₂ pour une conversion de 40 %

P_a (bar)	15,12	16,50	17,89	19,33	20,80	22,31	23,88
Q₀ (m³/h)	0,50	0,63	0,75	0,88	1	1,13	1,25
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50
Y (%)	40	39,682	40	39,773	40	39,823	40
TDS (mg/l)	338,72	274,84	231,70	200,63	177,18	158,85	144,11
σ_p (μS/cm)	521,108	422,831	356,461	308,661	272,585	244,385	221,708
TR σ (%)	94,726	95,720	96,392	96,876	97,241	97,526	97,756

Tableau III.14 : Données des expériences de la solution S₂ pour une conversion en simulation de 40 %

P_a (bar)	15	16,5
F (Hz)	30	33,15
Q₀ (m³/h)	1,050	1,195
Q_p (m³/h)	0,420	0,480
Y (%)	40	40,167
σ station alimentation (μS/cm)	9812	9950
σ station perméat (μS/cm)	156	148
TR σ station (%)	98,410	98,512
σ appareil alimentation (μS/cm)	10800	10800
σ appareil perméat (μS/cm)	140	130
TR σ appareil (%)	98,704	98,796
Salinité alimentation (g/l)	5,6	5,5
Salinité perméat (g/l)	0,038	0,038
Température (°C)	29	29,9

Les figures III.13 et III.14 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

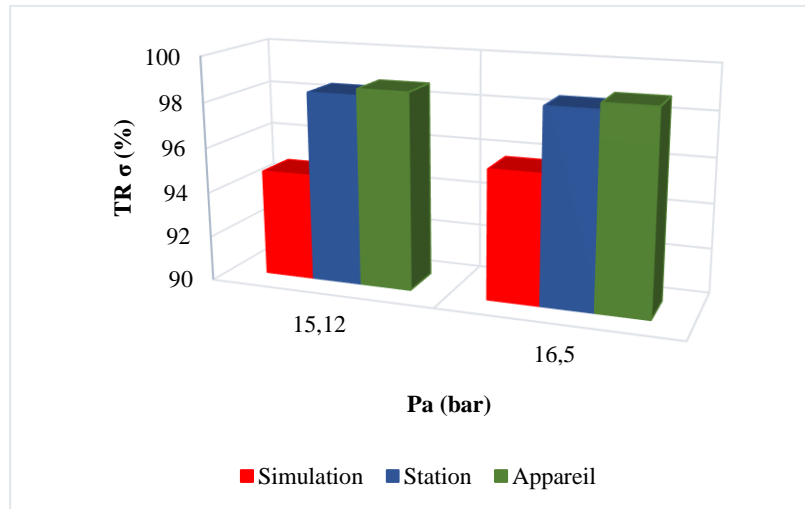


Figure III.13 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_2 ; $Y = 40$ %)

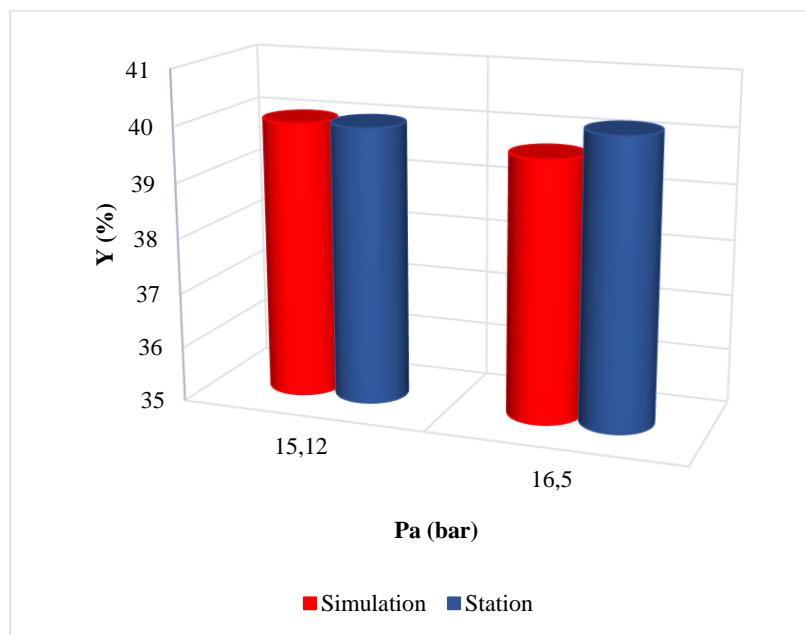


Figure III.14 : Taux de conversion (40 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_2

III.2.3.2. Interprétation des résultats

Les tableaux et les figures (III.13 et III.14) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Dans le tableau III.13 sont regroupés les paramètres de simulation et dans le tableau III.14 sont données les valeurs expérimentales.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.13 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Tant pour la simulation que l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on peut voir une bonne corrélation (Fig III.13) car le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.14 nous permet d'étudier la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut approximativement obtenir dans l'expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.14) car le coefficient de corrélation est proche de l'unité (0,9998).

Pendant l'expérience, la valeur de la conductivité électrique mesurée à l'alimentation par la station de dessalement varie légèrement entre 9812 et 9950 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette légère variation de la valeur de la conductivité électrique est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation a légèrement varié (5,5 g/l), cela s'explique par le fait qu'en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a quasiment la même mesure qu'initialement (5,6 g/l). La pression limite en simulation est de 23,88 bar tandis qu'en expérience elle est de 16,5 bar car au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit de perméat (0,5 m^3/h).

Les résultats obtenus sont cohérents puisque la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression (Tab III.13, Tab III.14 et Fig III.13). Elle est meilleure dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.13) et est comprise entre 98,410 et 98,512 % (Tab III.14). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils démontrent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 5,6 g/l et une conversion de 40 % la station est un bon outil de dessalement car la salinité mesurée dans le perméat est égale à 0,038 g/l.

III.2.4. Résultats pour une conversion de 45 %

III.2.4.1. Résultats des simulations et des expériences

Les résultats des différentes données des simulations (le fichier limite généré est en annexe 3d) et des expériences sont consignées dans les tableaux III.15 et III.16.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

Tableau III.15 : Données des simulations de la solution S₂ pour une conversion de 45 %

P_a (bar)	15,66	17,04	18,41	19,82	21,27	22,76
Q₀ (m³/h)	0,44	0,56	0,67	0,78	0,89	1
Q_p (m³/h)	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45
Y (%)	45,454	44,643	44,776	44,872	44,944	45
TDS (mg/l)	358,40	290,89	245,16	212,23	187,40	168,00
σ_p (μS/cm)	551,385	447,523	377,169	326,508	288,308	258,461
TR σ (%)	94,419	95,470	96,182	96,695	97,082	97,384

Tableau III.16 : Données des expériences de la solution S₂ pour une conversion en simulation de 45 %

P_a (bar)	15,5	17
F (Hz)	28,20	31,45
Q₀ (m³/h)	0,960	1,100
Q_p (m³/h)	0,430	0,495
Y (%)	44,792	45
σ station alimentation (μS/cm)	9865	10015
σ station perméat (μS/cm)	160	151
TR σ station (%)	98,378	98,492
σ appareil alimentation (μS/cm)	10730	10940
σ appareil perméat (μS/cm)	130	120
TR σ appareil (%)	98,788	98,903
Salinité alimentation (g/l)	5,5	5,6
Salinité perméat (g/l)	0,038	0,038
Température (°C)	29,1	30,2

Les figures III.15 et III.16 représentent respectivement l'évolution du taux de rejet de la conductivité électrique et du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour les simulations et les expériences.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

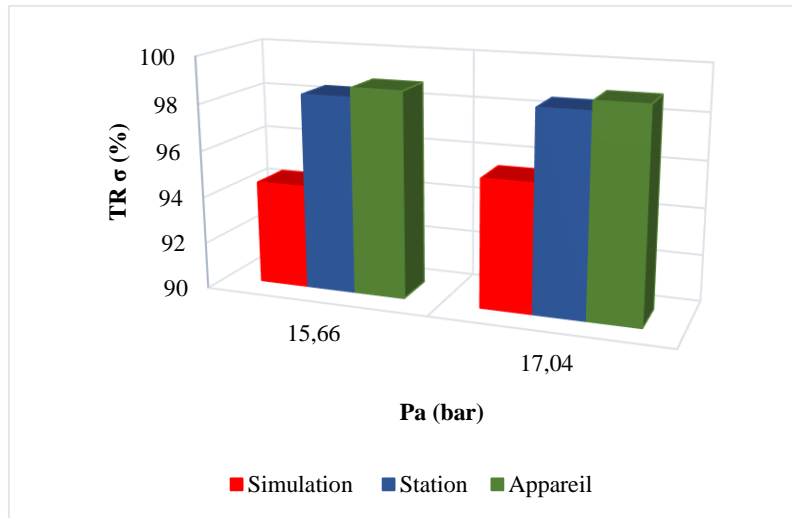


Figure III.15 : Taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation (solution S_2 ; $Y = 45\%$)

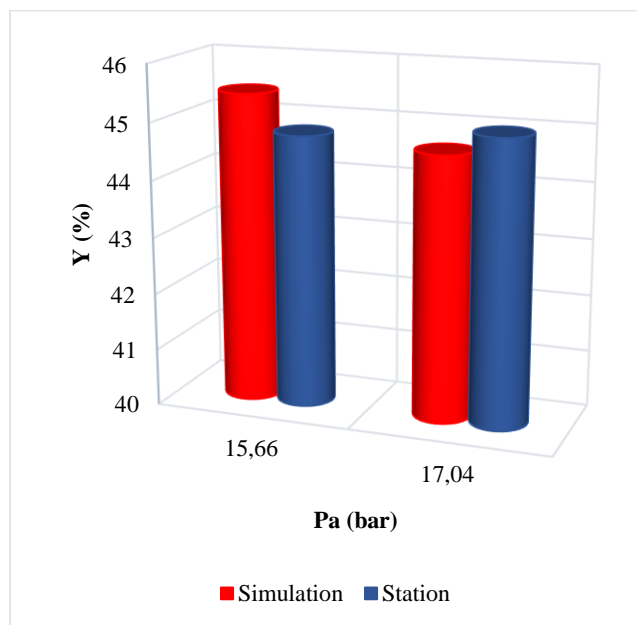


Figure III.16 : Taux de conversion (45 %) en fonction de la pression d'alimentation de la solution S_2

III.2.4.2. Interprétation des résultats

Les résultats indiqués sur les tableaux et les figures (III.15 et III.16) sont obtenus en utilisant les données des simulations et des expériences. Les paramètres de simulation sont rassemblés dans le tableau III.15 et les valeurs expérimentales sont données dans le tableau III.16.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

La figure III.15 nous permet de suivre la variation du taux de rejet de la conductivité électrique en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Ainsi, pour la simulation et l'expérience, il apparaît que la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression d'alimentation. En plus de cela, on a une bonne corrélation (Fig III.15) puisque le coefficient de corrélation est voisin de l'unité (0,9999). La figure III.16 nous permet de suivre la variation du taux de conversion en fonction de la pression d'alimentation pour la simulation et l'expérience. Elle montre qu'on peut quasiment obtenir dans l'expérience la même conversion qu'en simulation (Fig III.16) avec un coefficient de corrélation proche de l'unité (0,9996).

Dans l'expérience, la valeur de la conductivité électrique mesurée à l'alimentation par la station varie de 9865 à 10015 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Cette variation de la conductivité électrique est due à l'augmentation de la température. La valeur de la salinité mesurée dans l'alimentation a légèrement varié (5,5 g/l), cela s'explique par le fait qu'en circuit fermé, le concentrât et le perméat sont collectés dans l'alimentation ce qui fait qu'on a quasiment la même valeur qu'initialement (5,6 g/l). La pression limite en simulation est de 22,76 bar tandis qu'en expérience elle est de 17 bar car au-delà de cette valeur on aurait dépassé la limite du débit de perméat (0,5 m^3/h).

Les résultats obtenus sont cohérents dans la mesure où la rétention de la conductivité électrique augmente en fonction de la pression (Tab III.15, Tab III.16 et Fig III.15). Elle est meilleur dans l'expérience qu'en simulation (Fig III.15) et est comprise entre 98,378 et 98,492 % (Tab III.16). Ces résultats confirment la forte rétention des sels par les membranes d'osmose inverse et l'augmentation de la rétention avec la pression. Ils dévoilent que pour une eau saumâtre de salinité égale à 5,6 g/L et une conversion de 45 % la station est un bon outil de dessalement car la salinité dans le perméat est égale 0,038 g/l.

III.3. Caractérisation des perméats

Dans l'expérience du dessalement des solutions S_1 et S_2 , à chaque taux de conversion, on a prélevé le perméat le moins concentré et fait sa caractérisation physico-chimique. Les figures III.17 et III.18 montrent les perméats prélevés.

CHAPITRE III : RESULTATS ET DISCUSSIONS

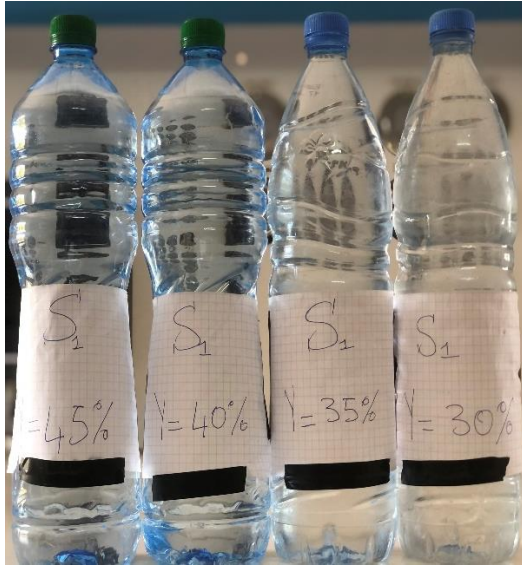


Figure III.17 : Perméats de la solution S_1



Figure III.18 : Perméats de la solution S_2

Avant le traitement avec la station pilote de dessalement, les solutions S_1 et S_2 étaient des eaux très dures à salinité excessive, après le dessalement elles sont devenues des eaux très douces et non salines et tous les paramètres mesurés respectent les recommandations de l'OMS ce qui justifie la qualité de l'eau produite par la station pilote. Le tableau III.17 donne les caractéristiques des solutions de perméats prélevés et confirme la bonne qualité de l'eau produite.

Tableau III.17 : Caractérisation des perméats des solutions S_1 et S_2

Solutions	Y	pH	Temp °C	CE μS/cm	Salinité g/l	TDS mg/l	TH °f	TAC °f
Solution S_1	30 %	7,23	24	82,6	0,0	53,69	1	4
	35 %	7,06	24	81,8	0,0	53,17	1	4
	40 %	6,80	23,3	85	0,0	55,25	1	4
	45 %	6,54	23,4	101,4	0,0	65,91	1	4
Solution S_2	30 %	6,31	23,8	139,1	0,0	90,415	1	4
	35 %	6,28	24	130,1	0,0	84,565	1	4
	40 %	6,21	24,1	132,1	0,0	85,865	1	4
	45 %	6,13	24	134,6	0,0	87,49	1	4



CONCLUSION



CONCLUSION

CONCLUSION

L'eau est une ressource très importante dans la vie de tout être vivant. La majeure partie des ressources en eau de la planète (97%) sont salées. L'approvisionnement en eau de qualité et en quantité devient de plus en plus rare dans le monde. Dessaler les eaux salées est une alternative pour contribuer à améliorer et à renforcer la capacité du réseau d'approvisionnement en eau et à diversifier les sources. Au Sénégal, particulièrement dans la région de Ziguinchor il y a des sources d'eaux salées comme la mer, le fleuve Casamance dont le dessalement pourrait servir à augmenter la quantité d'eau potable produite.

Le but de notre travail consistait à étudier le dessalement de l'eau du fleuve Casamance par la technique membranaire d'osmose inverse, de déterminer l'efficacité de la membrane et voir la corrélation entre les simulations et les expériences. Sachant que la station a une certaine limite de fonctionnement vis-à-vis de la salinité et que la teneur en sel de l'eau du fleuve Casamance dépasse cette gamme, une dilution a été nécessaire afin d'être dans la gamme de la station. Deux solutions diluées ont été obtenues S_1 et S_2 à des salinités respectives de 2,8 et 5,6 g/l. Les résultats obtenus pour le dessalement de ces deux solutions sont satisfaisants car les taux de rétention des sels sont compris entre 97-98 % ce qui nous a permis de rendre ces eaux dures à salinité excessive en eaux très douces non salines respectant les recommandations de l'OMS d'une eau potable. Les projections sur la rétention et la conversion corrélaient à 99 % ce qui montre que la station est un excellent outil de la technologie membranaire pour le dessalement des eaux saumâtres.

Notre étude montre que la rétention est meilleure pour les expériences que pour les simulations et que celles de la solution S_2 sont meilleures que celles de la solution S_1 . Avec la solution S_1 elle est comprise entre 95-98 % pour les simulations et 97-98 % pour les expériences. Avec la solution S_2 elle est comprise entre 94-97 % pour les simulations et elle est de 98 % pour les expériences.

La difficulté sur cette étude est l'obtention de la conversion simulée. Le logiciel de simulation ROSA ne donne pas la valeur de la fréquence nécessaire pour une pression donnée. L'ajustement de la fréquence est déterminant pour la conversion car le débit d'alimentation dépend de la fréquence et que pour une pression donnée correspond un débit de perméat. Une pression d'alimentation élevée permet l'obtention d'une plus grande quantité d'eau produite en plus d'une meilleure qualité. Par contre, la pression d'alimentation élevée est coûteuse en énergie.

CONCLUSION

En perspective nous comptons faire une étude avec la station en vue de dessaler des eaux saumâtres dont la salinité est supérieure à 7 g/l. Ensuite faire une étude approfondie sur le concentrât puisque le problème majeur du dessalement est la gestion du concentrât. Mais aussi l'usage d'énergies renouvelables, nouvelles technologies et économie circulaire au dessalement.

REFERENCES

Références

Bibliographie

- [1] A. Maurel. Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et d'autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce. Technique et Documentation, 2^{ème} édition (2006) : 286p.
- [2] M. D. Afonso, J. O. Jaber, M. S. Mohsen. Brackish groundwater treatment by reverse osmosis in Jordan. Desalination 164 (2004) 157-171.
- [3] W. J. Koros, Y. H. Ma, T. Shimidzu. Terminology for membranes and membrane processes. Pure and Appl. Chem. 68 (7) ; (1996) : 1479-1489.
- [4] Memento technique de l'eau. Degrémont 9^{ème} édition, tome 1 (1989).
- [5] J. P. Brun. Procédés de séparation par membranes. Transport, techniques membranaires, applications. Masson, (1989).
- [6] A. Alfa, Procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire. Centre de recherche, de développement et de transfert technologique acéricole inc (ACER) ; Ph.D (2008) page 18.
- [7] A. I. Schäfer, A. G Fane, T. D. Waite. Nanofiltration – principes and applications. 1^{ère} édition (2005) : 560p.
- [8] M. Pontié, A. Thekkedath, K. Kecili, H. Habarou, H. Suty, J.P. Croué. Membrane autopsy as a sustainable management of fouling phenomena occurring in MF, UF NF processes. Desalination 204 (2007), 155-169.
- [9] B. Van der Bruggen, M. Mänttari, M. Nyström. Drawbacks of applying nanofiltration and how to avoid them : A review. Sep. & Purif. Tech. 63 (2008), 251-263.
- [10] A. Al-moudi, R. W. Lovitt. Fouling strategies and the cleaning system of NF membranes and factors affecting efficiency. J. Memb. Sci. 303 (2007), 4-28.
- [11] S. Lee, J. Kim, C. H. Lee. Analysis of CaSO₄ scale formation mechanism in various nanofiltration modules. J. Memb. Sci. 163 (1999), 63-74.

REFERENCES

- [12] C. Y. Tang, Y. N. Kwon, J. O. Leckie. The rôle of foulant-foulant electrostatic interaction on limiting flux for RO and NF membranes during humic acid fouling-Theoretical basis, experimental evidence, and AFM interaction force measurement. *J. Memb. Sci.* 326 (2009), 526-532.
- [13] N. Hilal, H. Al-Zoubi, N.A. Darwish, A.W. Mohamed, M. A. Arabi. A comprehensive review of nanofiltration membranes : Treatment, pretreatment, modelling, and atomic force microscopy. *Desalination* 170 (2004), 281-308.
- [14] A. Alfa, Procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire. Centre de recherche, de développement et de transfert technologique acéricole inc (ACER) ; Ph.D (2008) page 30-32.
- [15] A. Al-Amoudi, P. Williams, A. S. Al-Hobaib, R. W. Lovitt. Cleaning results of new and fouled nanofiltration membrane characterized by contact angle, updated DSPM, flux and salts rejection. *Applied Surface Science* 254 (2008), 3983-3992.
- [16] M. Pontié et coll. Les techniques séparatives à membranes. Théorie, applications et perspectives. (2001) : 212p.
- [17] El-Azizi I. M., Omran A. A. M. Design criteria of 10,000 m³/d SWRO desalination plant of Tajura, Libya. *Desalination* 153 (2002), 273-279.
- [18] R. Audinos, membrane de microfiltration tangentielle, traité constantes physicochimiques. *Techniques de l'ingénieur K364* (2000).
- [19] A. Lhassani, M. Rumeau, D. Benjelloun, M. Pontié. Selective demineralization of water by nanofiltration application to the defluorination of brackish water. *Wat. Res.* 35 (13) ; (2001), 3260-3264.
- [20] C. K. Diawara. Nanofiltration Process Efficiency in Water Desalination. *Sep. & Purif. Rev.* 37(3) ; (2008), 303-325.
- [21] A. M. Hassan, M. A. K. Al-Sofi, A. S. Al-moudi, A. T. M. Jamaluddin, A. M. Farooque, A. Rowaili, A. G. I. Dalvi, N. M. Kither, G.M. Mustafa, I. A. R. Al-Tisan. A new approach to membrane and thermal seawater desalination processes using nanofiltration membranes (Part 1). *Desalination* 118 (1998), 35-51.

REFERENCES

- [22] F. Macedonio, G. Di Profio, E. Curcio, E. Drioli. Integrated membrane systems for seawater desalination. *Desalination* 200 (2006), 612-614.
- [23] A. Dièye, C. M. Diop, M. Rumeau. Les procédés de défluoration des eaux de boisson. *Tribune de l'Eau* 1994 ; 568 (2), 27-34.
- [24] W. Fang, L. Shi, R. Wang, Interfacially polymerized composite nanofiltration hollow fiber membranes for low-pressure water softening. *Journal of Membrane Science* 430 (2013), 129-139.

REFERENCES

Webographie

- [W1] <https://www.veoliawatertechnologies.com/fr/applications/dessalement>.
- [W2] [https://fr.wikipedia.org/wiki/Casamance_\(fleuve\)](https://fr.wikipedia.org/wiki/Casamance_(fleuve)).
- [W3] <https://www.desalinationlab.com/proyectoe5des/es>.
- [W4] <https://www.dupont.com/products/filmtecbw302540.html>.
- [W5] <https://www.cieau.com/leau-et-votre-sante/qualite-et-sante/des-nitrates-dans-leau/>.
- [W6] <https://www.doctissimo.fr/html/nutrition/dossiers/eau/articles/13256-chlorures.htm>.
- [W7] www.lenntech.fr/sulfates.htm.
- [W8] www.phsd.ca/fr/sujets-et-des-programmes-de-sante/eau/eau-potable/le-sodium.
- [W9] <https://www.doctissimo.fr/html/nutrition/dossiers/eau/articles/13250-potassium-eau-minerale.htm>.
- [W10] <https://www.cieau.com/leau-et-votre-sante/eau-hydratation-et-hygiene/eau-du-robinet-source-apport-calcium/>.
- [W11] <https://www.doctissimo.fr/html/nutrition/dossiers/eau/articles/13257-magnesium.htm>.

Annexes

Annexe 1 : Description des caractéristiques techniques de la station

Les caractéristiques techniques des différents constituants de la station sont décrites ci-dessous.

❖ Alimentation

Réservoir d'alimentation

Matériel	PVC
Diamètre	630 mm
Hauteur	900 mm
Capacité	200 L



Pompe d'alimentation

Marque / Modèle	Grundfos P8 2038
Débit nominal	3,1 m ³ /h
Pression nominale	2 bar
Matériel	Acier inoxydable
Puissance moteur	0,47 KW
Tension	230 V
Degré de protection	IP 55
Isolation	Classe F



Variateur de fréquence PBP

Marque / Modèle	OMRON / 3G3MX2 – AB004
Puissance	0,4 KW
Tension	230 V
Intensité	6.3 A



❖ Prétraitement physique

Filtre à sable

Marque / Modèle	Calplas / FA-06
Diamètre	415 mm
Hauteur	650 mm
Surface filtrante	0,12 m ²
Pression maximale	5 bar
Matériel	PRFV
Matériel filtrant	Sable de silice
Débit maximal	6 m ³ /h



Filtre à cartouches

Marque / Modèle	Atlas
Diamètre	150 mm
Hauteur	320 mm
Nombre de cartouches	1
Longueur de la cartouche	10"
Degré de filtration	5 microns
Pression maximale	6 bar
Débit maximal	6 m ³ /h



ANNEXES

❖ Processus d'osmose inverse

Pompe haute pression

Marque / Modèle	Cat Pumps / 1051
Débit maximal	2 m ³ /h
Pression maximale	65 bar
Vitesse	860 rpm
Nombre de pistons	1
Matériel	Acier inoxydable
Degré de protection	IP 55



Moteur électrique

Marque / Modèle	WEG
Puissance	4 KW
Tension	400 V
Intensité	7.88 A
Fréquence	50 Hz
Facteur de puissance	0,89
Vitesse	1450 rpm



Variateur de fréquence PHP

Marque / Modèle	OMRON / 3G3MX2 / AB022
Puissance	2,2 KW
Tension	230 V
Intensité	12 A



ANNEXES

Tubes de pression d'OI

Marque / Modèle	BEKAERT / B050292
Nombre de tubes	3
Disposition	Variable
Longueur totale	2120 mm
Diamètre	2.5"
Matériel	PRFV



Membrane OI

Marque / Modèle	Filmtec / BW30-2540
Type	Eau saumâtre
Flux de perméat	3,2 m ² /jour
Rejet de sel	99,5 %
Aire membranaire	2,6 m ²
Pression maximale	41 bar
Température maximale	45°C
pH admissible	2-11
Nombre de membranes par tube	2
Nombre de membranes totales	6



❖ Service auxiliaire (système de rinçage)

Réservoir de rinçage

Matériel	PVC
Diamètre	390 mm
Hauteur	520 mm
Capacité	59 L



ANNEXES

Annexe 2 : Fichiers des simulations de la solution S1

Annexe 2a : Pour une conversion de 30 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation Eau fleuve Casamance 116

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
05/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,50 m³/h	Pass 1 Permeate Flow	0,45 m³/h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,50 m³/h	Pass 1 Recovery	30,00 %	Feed	2,81 bar
Feed Pressure	15,11 bar	Feed Temperature	25,7 C	Concentrate	3,97 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	3616,63 mg/l	Average	3,39 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	8,86 bar
Total Active Area	15,61 M²	Average Pass 1 Flux	28,83 lmh	Power	0,79 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	1,75 kWh/m³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,50	14,76	0,00	1,32	13,14	0,18	35,41	0,00	0,00	44,70
2	BW30-2540	1	2	1,32	12,79	0,00	1,17	11,43	0,15	28,66	0,00	0,00	61,96
3	BW30-2540	1	2	1,17	11,09	0,00	1,05	9,93	0,12	22,43	0,00	0,00	86,98

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	1329,61	1406,24	1600,71	1802,16	1998,65	17,44	24,18	33,95	23,96
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	2050,39	2050,39	2333,87	2627,52	2913,89	25,89	35,90	50,43	35,57
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	160,00	160,00	182,21	205,26	227,78	1,37	1,88	2,61	1,86
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	3540,00	3616,63	4116,79	4634,94	5140,31	44,70	61,96	86,98	61,38

ANNEXES

pH	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54
----	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation Eau fleuve Casamance 116
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 05/01/2023

Design Warnings

WARNING: The feed flow rate is greater than the recommended maximum feed flow. Please change your system design to reduce feed flow rates. (Product: BW30-2540, Limit: 1,36m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,06	0,10	41,50	1,50	3616,63	14,76
2	0,06	0,09	48,20	1,40	3861,23	13,91
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,06	0,08	57,51	1,32	4116,79	12,79
2	0,06	0,07	66,87	1,24	4372,97	12,08
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,05	0,06	80,64	1,17	4634,94	11,09
2	0,05	0,06	94,06	1,11	4888,52	10,49

Design Warnings

WARNING: The feed flow rate is greater than the recommended maximum feed flow. Please change your system design to reduce feed flow rates. (Product: BW30-2540, Limit: 1,36m³/h)

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,10	39,27	1,43	3616,63	15,83
2	0,07	0,10	45,74	1,32	3896,77	15,05
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,09	54,53	1,23	4198,21	13,99
2	0,07	0,08	63,56	1,14	4511,70	13,35

ANNEXES

Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,07	76,35	1,06	4844,32	12,43
2	0,06	0,06	89,12	0,99	5181,81	11,91

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,54	5,54	5,54
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,85
Stiff & Davis Stability Index	-18,14	-18,14	-18,07
Ionic Strength (Molal)	0,06	0,06	0,10
TDS (mg/l)	3540,00	3616,63	5532,50
HCO ₃	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₃	0,00	0,00	0,00
CaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
To balance: 76,63 mg/l Na added to feed.			

ANNEXES

Annexe 2b : Pour une conversion de 35 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation Eau fleuve Casamance 127

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
05/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,43 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,50 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,43 m ³ /h	Pass 1 Recovery	35,00 %	Feed	2,81 bar
Feed Pressure	16,18 bar	Feed Temperature	25,7 C	Concentrate	4,26 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	3616,63 mg/l	Average	3,54 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	10,01 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	32,04 lmh	Power	0,80 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	1,61 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,43	15,83	0,00	1,23	14,34	0,20	38,43	0,00	0,00	42,38
2	BW30-2540	1	2	1,23	13,99	0,00	1,06	12,78	0,17	31,89	0,00	0,00	58,85
3	BW30-2540	1	2	1,06	12,43	0,00	0,93	11,44	0,13	25,79	0,00	0,00	82,43

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	1329,61	1406,24	1632,36	1883,57	2151,13	16,54	22,97	32,17	22,87
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	2050,39	2050,39	2380,03	2746,20	3136,18	24,54	34,09	47,76	33,94
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	160,00	160,00	185,82	214,55	245,19	1,31	1,80	2,50	1,79
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	3540,00	3616,63	4198,21	4844,32	5532,50	42,38	58,85	82,43	58,60
pH	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation Eau fleuve Casamance 127
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 05/01/2023

Design Warnings

WARNING: The feed flow rate is greater than the recommended maximum feed flow. Please change your system design to reduce feed flow rates. (Product: BW30-2540, Limit: 1,36m³/h)

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,10	39,27	1,43	3616,63	15,83
2	0,07	0,10	45,74	1,32	3896,77	15,05
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,09	54,53	1,23	4198,21	13,99
2	0,07	0,08	63,56	1,14	4511,70	13,35
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,07	76,35	1,06	4844,32	12,43
2	0,06	0,06	89,12	0,99	5181,81	11,91

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,54	5,54	5,54
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,85
Stiff & Davis Stability Index	-18,14	-18,14	-18,07
Ionic Strength (Molal)	0,06	0,06	0,10
TDS (mg/l)	3540,00	3616,63	5532,50
HCO ₃	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₃	0,00	0,00	0,00
CaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
To balance: 76,63 mg/l Na added to feed.			

ANNEXES

Annexe 2c : Pour une conversion de 40 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation Eau fleuve Casamance 137

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
05/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,25 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,50 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,25 m ³ /h	Pass 1 Recovery	40,00 %	Feed	2,81 bar
Feed Pressure	16,00 bar	Feed Temperature	25,7 C	Concentrate	4,61 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	3616,63 mg/l	Average	3,71 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	10,09 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	32,04 lmh	Power	0,69 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	1,39 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,25	15,65	0,00	1,05	14,43	0,20	38,09	0,00	0,00	43,70
2	BW30-2540	1	2	1,05	14,09	0,00	0,89	13,13	0,17	31,94	0,00	0,00	61,77
3	BW30-2540	1	2	0,89	12,78	0,00	0,75	12,03	0,14	26,08	0,00	0,00	88,39

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	1329,61	1406,24	1667,96	1976,39	2327,65	17,05	24,10	34,49	24,13
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	2050,39	2050,39	2431,92	2881,50	3393,46	25,30	35,76	51,19	35,80
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	160,00	160,00	189,89	225,16	265,40	1,35	1,90	2,70	1,90
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	3540,00	3616,63	4289,77	5083,06	5986,51	43,70	61,77	88,39	61,83
pH	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Project: Simulation Eau fleuve Casamance 137

Case: 1

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

05/01/2023

Design Warnings

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,08	0,10	40,32	1,25	3616,63	15,65
2	0,08	0,10	47,34	1,15	3936,33	15,00
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,08	0,09	56,92	1,05	4289,77	14,09
2	0,08	0,08	67,01	0,97	4668,36	13,58
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,08	0,07	81,32	0,89	5083,06	12,78
2	0,08	0,06	96,12	0,81	5518,38	12,38

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,54	5,54	5,54
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,80
Stiff & Davis Stability Index	-18,14	-18,14	-18,05
Ionic Strength (Molal)	0,06	0,06	0,10
TDS (mg/l)	3540,00	3616,63	5986,51
HCO ₃	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₃	0,00	0,00	0,00
CaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO ₄ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
To balance: 76,63 mg/l Na added to feed.			

ANNEXES

Annexe 2d : Pour une conversion de 45 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation Eau fleuve Casamance 147

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
05/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,11 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,50 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,11 m ³ /h	Pass 1 Recovery	45,00 %	Feed	2,81 bar
Feed Pressure	15,96 bar	Feed Temperature	25,7 C	Concentrate	5,01 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	3616,63 mg/l	Average	3,91 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	10,18 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	32,04 lmh	Power	0,62 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	1,23 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,11	15,61	0,00	0,91	14,59	0,20	38,02	0,00	0,00	44,81
2	BW30-2540	1	2	0,91	14,25	0,00	0,75	13,48	0,17	32,02	0,00	0,00	64,97
3	BW30-2540	1	2	0,75	13,13	0,00	0,61	12,56	0,14	26,07	0,00	0,00	96,21

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	1329,61	1406,24	1707,05	2082,17	2535,90	17,49	25,35	37,54	25,55
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	2050,39	2050,39	2488,90	3035,69	3696,99	25,93	37,61	55,70	37,89
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	160,00	160,00	194,35	237,26	289,25	1,40	2,02	2,96	2,03
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	3540,00	3616,63	4390,30	5355,11	6522,14	44,81	64,97	96,21	65,47
pH	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54	5,54

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation Eau fleuve Casamance 147
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 05/01/2023

Design Warnings

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,09	0,10	41,09	1,11	3616,63	15,61
2	0,09	0,10	48,79	1,01	3979,01	15,07
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,09	0,09	59,40	0,91	4390,30	14,25
2	0,10	0,08	71,00	0,83	4843,66	13,84
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,10	0,07	87,60	0,75	5355,11	13,13
2	0,10	0,06	105,68	0,68	5908,86	12,82

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,54	5,54	5,54
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,75
Stiff & Davis Stability Index	-18,14	-18,14	-18,03
Ionic Strength (Molal)	0,06	0,06	0,11
TDS (mg/l)	3540,00	3616,63	6522,14
HCO3	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00

To balance: 76,63 mg/l Na added to feed.

ANNEXES

Annexe 3 : Fichiers des simulations de la solution S₂

Annexe 3a : Pour une conversion de 30 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation eau fleuve Casamance 216

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
23/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,50 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,45 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,50 m ³ /h	Pass 1 Recovery	30,00 %	Feed	7,06 bar
Feed Pressure	22,02 bar	Feed Temperature	24,6 C	Concentrate	10,00 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	9177,73 mg/l	Average	8,53 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	10,65 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	28,83 lmh	Power	1,15 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	2,55 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,50	21,68	0,00	1,31	20,02	0,19	36,18	0,00	0,00	104,65
2	BW30-2540	1	2	1,31	19,68	0,00	1,16	18,30	0,15	28,62	0,00	0,00	145,31
3	BW30-2540	1	2	1,16	17,95	0,00	1,05	16,77	0,11	21,69	0,00	0,00	206,61

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	3459,02	3583,55	4091,92	4608,66	5095,26	40,96	56,88	80,87	56,23
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	5334,18	5334,18	6090,79	6859,83	7583,96	61,66	85,64	121,81	84,68
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₄	260,00	260,00	297,02	334,70	370,24	2,04	2,80	3,93	2,76
SiO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	9053,20	9177,73	10479,73	11803,19	13049,47	104,65	145,31	206,61	143,68

ANNEXES

pH	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59
----	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation eau fleuve Casamance 216
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 23/01/2023

Design Warnings

WARNING: The feed flow rate is greater than the recommended maximum feed flow. Please change your system design to reduce feed flow rates. (Product: BW30-2540, Limit: 1,36m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,10	97,16	1,50	9177,73	21,68
2	0,06	0,09	112,91	1,40	9817,22	20,81
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,06	0,08	134,49	1,31	10479,73	19,68
2	0,06	0,07	157,44	1,23	11139,68	18,96
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,05	0,06	190,49	1,16	11803,19	17,95
2	0,05	0,05	225,00	1,10	12436,60	17,34

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,59	5,59	5,59
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,87
Stiff & Davis Stability Index	-18,49	-18,49	-18,41
Ionic Strength (Molal)	0,16	0,16	0,23
TDS (mg/l)	9053,20	9177,73	13049,47
HCO3	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00

To balance: 124,53 mg/l Na added to feed.

ANNEXES

Annexe 3b : Pour une conversion de 35 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation eau fleuve Casamance 227

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
23/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,43 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,50 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,43 m ³ /h	Pass 1 Recovery	35,00 %	Feed	7,06 bar
Feed Pressure	23,66 bar	Feed Temperature	24,6 C	Concentrate	10,75 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	9177,73 mg/l	Average	8,91 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	12,17 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	32,04 lmh	Power	1,17 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	2,35 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,43	23,32	0,00	1,22	21,80	0,21	39,64	0,00	0,00	98,51
2	BW30-2540	1	2	1,22	21,45	0,00	1,06	20,22	0,17	31,88	0,00	0,00	137,78
3	BW30-2540	1	2	1,06	19,88	0,00	0,93	18,87	0,13	24,59	0,00	0,00	197,24

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	3459,02	3583,55	4181,67	4829,75	5484,62	38,55	53,92	77,20	53,54
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	5334,18	5334,18	6224,38	7188,90	8163,47	58,02	81,18	116,25	80,60
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	260,00	260,00	303,54	350,78	398,59	1,94	2,68	3,79	2,66
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	9053,20	9177,73	10709,58	12369,44	14046,68	98,51	137,78	197,24	136,80
pH	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation eau fleuve Casamance 227
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 23/01/2023

Design Warnings

WARNING: The feed flow rate is greater than the recommended maximum feed flow. Please change your system design to reduce feed flow rates. (Product: BW30-2540, Limit: 1,36m³/h)

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,08	0,11	91,22	1,43	9177,73	23,32
2	0,07	0,10	106,49	1,32	9919,16	22,51
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,07	0,09	127,10	1,22	10709,58	21,45
2	0,07	0,08	149,66	1,13	11524,07	20,80
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,06	0,07	181,28	1,06	12369,44	19,88
2	0,06	0,06	215,34	0,99	13207,74	19,35

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,59	5,59	5,59
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,82
Stiff & Davis Stability Index	-18,49	-18,49	-18,39
Ionic Strength (Molal)	0,16	0,16	0,25
TDS (mg/l)	9053,20	9177,73	14046,68
HCO3	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00

To balance: 124,53 mg/l Na added to feed.

ANNEXES

Annexe 3c : Pour une conversion de 40 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation eau fleuve Casamance 237

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
23/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,25 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0,50 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,25 m ³ /h	Pass 1 Recovery	40,00 %	Feed	7,06 bar
Feed Pressure	23,88 bar	Feed Temperature	24,6 C	Concentrate	11,63 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	9177,73 mg/l	Average	9,35 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	12,42 bar
Total Active Area	15,61 M ²	Average Pass 1 Flux	32,04 lmh	Power	1,04 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	2,07 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,25	23,53	0,00	1,04	22,29	0,21	39,86	0,00	0,00	100,58
2	BW30-2540	1	2	1,04	21,95	0,00	0,88	20,99	0,17	31,94	0,00	0,00	144,73
3	BW30-2540	1	2	0,88	20,64	0,00	0,75	19,88	0,13	24,32	0,00	0,00	214,63

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	3459,02	3583,55	4288,36	5090,51	5935,26	39,36	56,64	84,00	56,40
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	5334,18	5334,18	6383,17	7576,99	8834,10	59,23	85,25	126,48	84,89
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	260,00	260,00	311,31	369,78	431,47	1,99	2,84	4,15	2,82
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	9053,20	9177,73	10982,84	13037,28	15200,83	100,58	144,73	214,63	144,11
pH	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation eau fleuve Casamance 237
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 23/01/2023

Design Warnings

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
Stage 1 Element Recovery						
1	0,09	0,11	92,52	1,25	9177,73	23,53
2	0,09	0,10	109,41	1,14	10040,20	22,87
Stage 2 Element Recovery						
1	0,08	0,09	132,41	1,04	10982,84	21,95
2	0,08	0,08	158,49	0,95	11978,98	21,44
Stage 3 Element Recovery						
1	0,08	0,07	195,32	0,88	13037,28	20,64
2	0,07	0,06	236,74	0,81	14109,56	20,24

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,59	5,59	5,59
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,77
Stiff & Davis Stability Index	-18,49	-18,49	-18,37
Ionic Strength (Molal)	0,16	0,16	0,27
TDS (mg/l)	9053,20	9177,73	15200,83
HCO3	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
To balance: 124,53 mg/l Na added to feed.			

ANNEXES

Annexe 3d : Pour une conversion de 45 %

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
Project: Simulation eau fleuve Casamance 246

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356

Case: 1
23/01/2023

Marcel Dominique DIOUF, UASZ

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1,00 m³/h	Pass 1 Permeate Flow	0,45 m³/h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1,00 m³/h	Pass 1 Recovery	45,01 %	Feed	7,06 bar
Feed Pressure	22,76 bar	Feed Temperature	24,6 C	Concentrate	12,66 bar
Flow Factor	0,85	Feed TDS	9177,73 mg/l	Average	9,86 bar
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00 mg/l	Number of Elements	6	Average NDP	11,35 bar
Total Active Area	15,61 M²	Average Pass 1 Flux	28,84 lmh	Power	0,79 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	1,76 kWh/m³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1	2	1,00	22,42	0,00	0,81	21,53	0,19	36,97	0,00	0,00	110,97
2	BW30-2540	1	2	0,81	21,19	0,00	0,66	20,53	0,15	28,75	0,00	0,00	168,81
3	BW30-2540	1	2	0,66	20,19	0,00	0,55	19,69	0,11	20,79	0,00	0,00	268,26

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 3	Stage 1	Stage 2	Stage 3	Total
NH4+ + NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	3459,02	3583,55	4426,55	5417,49	6462,39	43,43	66,07	104,99	65,75
Mg	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ca	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	5334,18	5334,18	6588,83	8063,57	9618,49	65,34	99,43	158,07	98,95
F	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	260,00	260,00	321,39	393,67	470,08	2,21	3,32	5,19	3,30
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	9053,20	9177,73	11336,77	13874,73	16550,95	110,97	168,81	268,26	168,00
pH	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59	5,59

ANNEXES

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Simulation eau fleuve Casamance 246
 Marcel Dominique DIOUF, UASZ

ROSA ROSA_Desalitech ConfigDB u399339_356
 Case: 1
 23/01/2023

Design Warnings

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-2540, Limit: 0,10m³/h)

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Stage 1 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,10	0,10	100,86	1,00	9177,73	22,42
2	0,10	0,09	122,16	0,90	10197,37	21,94
Stage 2 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,10	0,08	152,13	0,81	11336,77	21,19
2	0,10	0,07	187,81	0,73	12560,23	20,84
Stage 3 Element Recovery		Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,09	0,06	240,00	0,66	13874,73	20,19
2	0,08	0,05	301,59	0,60	15205,95	19,92

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	5,59	5,59	5,59
Langelier Saturation Index	-18,09	-18,09	-17,72
Stiff & Davis Stability Index	-18,49	-18,49	-18,35
Ionic Strength (Molal)	0,16	0,16	0,29
TDS (mg/l)	9053,20	9177,73	16550,95
HCO3	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
CO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SrSO4 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
CaF2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
SiO2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0,00	0,00	0,00

To balance: 124,53 mg/l Na added to feed.