

Higher National School of Hydraulic

The Library

Digital Repository of ENSH



المدرسة الوطنية العليا للري

المكتبة

المستودع الرقمي للمدرسة العليا للري



The title (العنوان):

Les facteurs influençant le vieillissement des membranes
d'Osmose inverse etude d'un cas.

The paper document Shelf mark (الشفرة) : 6-0016-16

APA Citation (توثيق APA):

Taibi, Sarah (2016). Les facteurs influençant le vieillissement des membranes
d'Osmose inverse etude d'un cas[Thèse de master, ENSH].

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

Digital Repository of ENSH aims to limit scientific production, whether published or unpublished (theses, pedagogical publications, periodical articles, books...)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

Digital Repository of ENSH is built on the open DSpace software platform and is managed by the Library of the National Higher School for Hydraulics. <http://dspace.ensh.dz/jspui/>

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

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

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

كل الحقوق محفوظة للمدرسة الوطنية العليا للري.

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

DEPARTEMENT Hydraulique urbaine

MEMOIRE DE MASTER

En vue de l'obtention du diplôme de Master en Hydraulique

Option: Alimentation en eau potable

THEME DU PROJET :

**LES FACTEURS INFLUENÇANT LE VIEILLISSEMENT
DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE. ETUDE
D'UN CAS**

PRESENTE PAR :

Melle TAIBI Sarah

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
M ^r SALAH Boualem	Professeur	Président
M ^r HACHEMI Abdelkader	M.A.A	Examinateur
M ^{me} MOKRANE Wahiba	M.A.A	Examinatrice
M ^{me} TAFAT Leila	M.A.A	Examinatrice
M ^{me} AMMOUR Fadila	M.A.A	Promotrice

Session 2016

Remerciements

*Tout d'abord je tiens à remercier **ALLAH** le tout puissant de m'avoir donné la foi et de
M'avoir permis d'en arriver là.*

*Mes remerciements vont aux membres du jury d'avoir honoré ma
soutenance et pour l'effort fourni afin de juger ce modeste travail.*

*Je tiens à remercier **Mme AMMOUR FADILA** pour son encadrement et
son soutien.*

*J'exprime ma reconnaissance à tous les enseignants qui ont contribué de
prés ou de loin à ce travail.*



DÉDICACE

Je dédie ce travail à mes chers parents

Ma chère mère **TAOUSSER ABASSIA** et mon cher père

BAGHDAD

Pour tous les sacrifices qu'ils ont consentis pour que je réussisse. Que

dieu me les garde.

À mon fiancé **ADEL**

À mes sœurs **WAFAA** et **AMANI** et mon frère **YASSER**.

SARAH...



ملخص

تعتبر التصفية عن طريق الغشاء عملية فصل فعالة, امنة و سهلة القيادة لكن ليست بسيطة, سبب هذه الصعوبات هو انسداد أغشية التناضح العكسي الذي يعتبر صعب التجنب و الحد و معقد الوصف , كما يمكن أن يؤثر على أداء النظام و يتسبب في شيخوخة الأغشية.

يتركز الهدف من عملنا هذا على معرفة العوامل التي تؤثر على انسداد الاغشية و الحد من هذه الظاهرة من جهة و على تحديد معايير اختيار مضخة الضغط العالي الذي يلعب دورا مهما من جهة اخرى لأنه يرتبط ارتباطا مباشرا بالطاقة المستهلكة من طرف محطات تحلية مياه البحر.

Résumé :

La filtration membranaire est un procédé de séparation, performant, sûr, facile à conduire mais pas simple à mettre au point. La cause de ses difficultés est le colmatage qui reste difficile à éviter ou limiter et complexe à décrire. Ils peuvent affecter les performances du système et provoquer le vieillissement de la Membrane d'osmose inverse. L'objectif de notre travail, est axé, d'une part sur la connaissance des facteurs influençant le colmatage afin de développer des stratégies visant à minimiser ce phénomène et d'autre part sur les critères de choix d'une pompe haute pression qui joue un rôle très important car elle est directement liée à la consommation d'énergie.

Abstract:

Membrane filtration is a separation process, efficient, safe, easy to drive but not simple to develop. The cause of these difficulties is clogging that is difficult to avoid or limit and complex to describe. It can affect system performance and cause the aging of the reverse osmosis membrane. The aim of our work is focused first on the knowledge of the factors influencing the blockage to develop strategies to minimize this phenomenon and also on the criteria for choosing a high-pressure pump which plays a very important role because it is directly related to the energy consumption.

Sommaire :

Chapitre 1 : GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE.....	2
I.1- Introduction.....	3
I.2- Membranes de dessalement par osmose inverse.....	3
I.2.1- Osmose inverse sous l'action d'un gradient de pression	4
I.2.2- Classification des membranes	5
I.2.2.1- Les membranes minérales (ou inorganique)	5
I.2.2.2- Les membranes organiques	5
I.2.3- Caractéristiques des membranes	6
I.2.3.1- Grandeurs caractéristiques de filtration membranaire	6
I.2.3.2- Facteurs limitant le flux de perméat en osmose inverse.....	10
I.3- Les Performances des membranes.....	12
I.4- Conclusion.....	12
Chapitre 2 :LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE.....	13
II.1- Introduction.....	14
II.2 Les type de colmatage.....	14
II.2.1- Le blocage des pores.....	15
II.2.2- L'adsorption	15
II.2.3- Le colmatage par dépôt de particules en surface.....	15
II.3 Les facteur influençant le colmatage	15
II.3.1- Les caractéristiques de la membrane	16
II.3.1.1- L'effet du seuil de coupure	17
II.3.1.2 L'influence de la charge de la membrane sur le colmatage	17
II.3.1.3 Le caractère hydrophile ou hydrophobe du matériau.....	17
II.3.2 Les caractéristiques de l'eau à traiter.....	17
II.3.2.1- L'effet de SDI	18
II.3.2.2- L'effet de la température.....	19
II.3.2.3- L'effet du PH	20
II.3.2.4- L'effet de la force ionique.....	21
II.3.2.5- Effet de la forme des particules présentes dans l'eau à traiter	21
II.3.3- Les conditions opératoires du procédé membranaire	23
II.3.3.1- L'effet de la vitesse tangentielle d'écoulement	23
II.3.3.2- L'effet de la pression transmembranaire.....	23

II.4- Le décolmatage	24
II.4.1- Méthode physique de décolmatage.....	24
II.4.1.1- Backflush	24
II.4.1.2- Backpulse	25
II.4.1.3- Ultrasons	26
II.4.2- Méthode chimique de décolmatage	26
II.5- Les méthodes de détection du colmatage	27
II.6- Les indices de détection du colmatage	28
II.6.1- La pression transmembranaire (PTM).....	28
II.6.2- Le SDI5 et le SDI15	30
II.6.3 Le taux de conversion	32
II.7- Solutions envisagées pour améliorer la résistance au colmatage des membran	33
II.7.1- Développement de membranes à potentiel zéta neutre	33
II.7.2- Amélioration des caractéristiques surfaciques des membranes.....	33
II.7.3- Augmentation de la résistance chimique	33
II.7.4- la minoration d'usage des produits chimiques dans le nettoyage.....	34
II.8- Conclusion	35
Chapitre 3 : LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA.....	36
III.1- Introduction.....	37
III.2- Les différents types de Pompe.....	37
III.3-Détermination des caractéristiques hydrauliques et électriques des groupes d'alimentation haute-pression.....	37
III.3.1- Le Débit.....	38
III.3.2- La Pression	38
III.3.3 La Puissances.....	39
III.4- Les critères de Choix d'une pompe.....	39
III.5- La fiche technique des pompes de la station de dessalement de Fouka.....	40
III.5.1- Caractéristique générale	40
III.5.2- Caractéristique de service.....	41
III.5.3-	41
III.5.4- Conditions d'opération	42
III.5.5- Connexion aspiration.....	42
III.5.6- Connexion REFOULEMENT	43
III.5.7 Moteur électrique.....	43

III.6- Le système de récupération d'énergie.....	43
III.6.1- Le principe de fonctionnement d'un récupérateur d'énergie	44
III.6.2 La Puissance hydraulique du concentrât	45
III.7- Conclusion.....	46
Conclusion générale.....	47
Bibliographie	48

Liste des tableaux :

CHAPITRE I:GENERALITE SUR LES MEMBRANES D’OSMOSE INVERSE

CHAPITRE II:LE COLMATAGE DES MEMBRANES D’OSMOSE INVERSE

Tableau II.01 : Les paramètres physico-chimiques de la station de FOUKA.....	18
Tableau II.02 : Effet de la forme des particules sur la résistance spécifique du dépôt.....	22
Tableau II.03 : Analyse des problèmes possibles d'un système d'OI.....	28
Tableau II.04 : l'évolution de la chute de production a pression constante.....	29
Tableau II.05 : L'évolution du SDI5 et SDI15.....	31

CHAPITRE III:LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

Liste des figures :

CHAPITRE I:GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

- Figure I.01 :** Osmose inverse à travers une membrane dense par application d'une pression motrice ΔP 4
- Figure I.02 :** Flux de perméat de l'eau en fonction de la pression transmembranaire..... 9

CHAPITRE II:LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

- Figure II.01:** Différentes formes de colmatage 14
- Figure II.02:** Schéma d'une membrane spirale..... 16
- Figure II.03:** Les caractéristiques physico-chimiques de l'eau traitée de la station de Fouka. 18
- Figure II.04:** L'évaluation de la température d'eau de la station de Fouka..... 20
- Figure II.05:** L'évolution du PH d'eau filtrée de la station de Fouka..... 21
- Figure II.06:** Différentes formes et surfaces spécifiques associées 22
- Figure II.06:** L'évolution de la pression d'alimentation d'Osmose Inverse..... 24
- Figure II.07:** Schéma de principe des procédés de filtration et du rétrolavage..... 25
- Figure II-8:** Schéma de principe de la technique de Backpulse..... 26
- Figure II-9:** Efficacité comparée des rétrolavages et nettoyages chimique..... 27
- Figure II.10:** Evolution de la production a une pression constante..... 30
- Figure II.11:** Comparaison du SDI 5 de l'année 2015 et 2016..... 31
- Figure II.12:** Comparaison du SDI 15 de l'année 2015 et 2016..... 32
- Figure II-13:** L'évolution du taux de conversion..... 33
- Figure II.14:** Schéma d'un groupement chimique de membranes ne résistant pas au chlore (A) et de membranes résistant au chlore (B) [12]..... 34

CHAPITRE III:LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

- Figure III.01 :** La pompe haute pression au niveau de la station de Fouka..... 40
- Figure III.02 :** Une coupe de la pompe haute pression..... 41
- Figure III.03 :** Les courbes caractéristiques de la Pompe..... 42
- Figure III.04 :** Le système de récupération d'énergie de la station de Fouka..... 44
- Figure III.05 :** Le principe de fonctionnement d'un échangeur de pression..... 45

Introduction générale

Pour répondre à l'insuffisance de la disponibilité des ressources en eau en Algérie, le recours au dessalement de l'eau de mer par des procédés membranaires et précisément l'osmose inverse est la solution qui a été envisagée pendant ces dernières années.

Le procédé d'osmose inverse repose sur deux pièces maîtresses représenté par le système ou bien la partie haute pression et les membranes de dessalement.

Les membranes d'osmose inverse représentent la partie la plus sensible du procédé c'est pour ça il faut bien choisir de ces dernier. Une fois les membranes sont choisies il faut passer à la deuxième étape représenté par la protection des membranes contre le colmatage qui représente une difficulté majeure et qui influence directement sur les performances de la station et sur la capacité d'eau produit désirer.

La deuxième pièce maîtresse dans une station de dessalement est la partie haute pression représenté par la pompe haute pression et le système de récupération d'énergie car c'est la grande partie consommatrice d'énergie qu'il faut bien maîtriser dans le stade d'étude et de choix afin d'avoir une pompe qui répond aux critères technique et économique en même temps.

À travers ce travail nous allons étudier le cas de la station de dessalement des eaux de mer par osmose inverse de FOUKA (Wilaya de Tipaza) qui produit 120000 m³/j ainsi les facteurs influençant le vieillissement des membranes afin de développer des stratégies visant à minimiser ce phénomène et réduire les coûts d'exploitation des stations de dessalement et par la suite proposer des solutions pour augmenter la résistance au colmatage des membranes.

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

I.1- Introduction :

L'osmose inverse (OI) est un procédé déjà ancien qui met en œuvre des membranes denses qui ne laissent passer que le solvant et qui arrêtent tous les sels. La séparation solvant-soluté se fait par un mécanisme de solubilisation-diffusion: le solvant s'adsorbe dans la phase membranaire puis diffuse à travers le matériau. La pression appliquée doit être supérieure à la pression osmotique exercée en amont de la membrane par la solution filtrée pour observer un flux de perméat à travers la membrane. Les pressions appliquées varient de 20 à 80 bar.

Les membranes d'osmose inverse (membranes denses) peuvent retenir les ions monovalents par un mécanisme différent qui fait appel à la solubilisation et la diffusion. Celui-ci considère que le taux de transmission d'un soluté à travers une membrane d'osmose inverse résulte d'un processus dans lequel le soluté se solubilise dans la phase membranaire puis diffuse à travers celle-ci pour rejoindre le compartiment perméat. Les principales applications industrielles de l'osmose inverse sont les suivantes :

- Dessalement d'eau de mer et d'eaux saumâtres
- Elimination de pesticides et d'herbicides
- Production d'eau ultra pure (industrie électronique, pharmaceutique...)
- Concentration d'antibiotiques.

I.2- Membranes de dessalement par osmose inverse :

Une membrane d'osmose inverse peut être définie comme une couche mince semi-perméable qui joue le rôle d'une barrière sélective qui sépare les substances dissoutes ou non, sous l'action d'une force chimique (concentration ...) ou physique (pression) [1]. En général, les constituants qui sont plus petits que les pores de la membrane sont capables de passer à travers la membrane sous l'effet d'une pression appliquée tandis que les substances et les molécules de taille plus importante sont retenues par la membrane.

La technologie de la filtration sur membrane peut être appliquée pour la séparation fluide / fluide ou particules / fluide en vue de récupérer les espèces valorisables (eau, lactose, sels minéraux...).

Le procédé de séparation membranaire est illustré schématiquement (figure I-1). Le résultat d'une opération membranaire est la séparation du fluide à traiter en deux parties de concentrations différentes :

- le Rétentat qui contient les molécules ou particules retenues par la membrane,
- le Perméat qui contient les molécules qui traversent la membrane.

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

I.2.1- Osmose inverse sous l'action d'un gradient de pression :

L'osmose directe est un phénomène naturel résultant de la diffusion d'un solvant présent au sein de deux compartiments de volumes identiques comportant une solution diluée (solvant pur) et une solution concentrée avec un soluté dissous dans ce même solvant séparé par une membrane semi-perméable [1]. L'établissement d'une pression osmotique au-dessus du compartiment contenant la solution concentrée provient d'un gradient de potentiel chimique du solvant de part et d'autre de la membrane, induisant la diffusion du solvant du milieu dilué vers le milieu concentré c'est l'osmose inverse (figure I.1).

Dans l'équation de thermodynamique chimique, la pression osmotique est exprimée en fonction de l'activité du solvant, l'eau dans le cas considéré, par l'équation suivante :

$$RT \ln a_{\text{eau}} = - PV$$

Dans cette équation, l'activité de l'eau, a_{eau} , est liée à la pression osmotique P (bar), au volume molaire de l'eau V ($\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$), à la constante de gaz parfait R ($8,31 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$) et T , la température absolue (K).

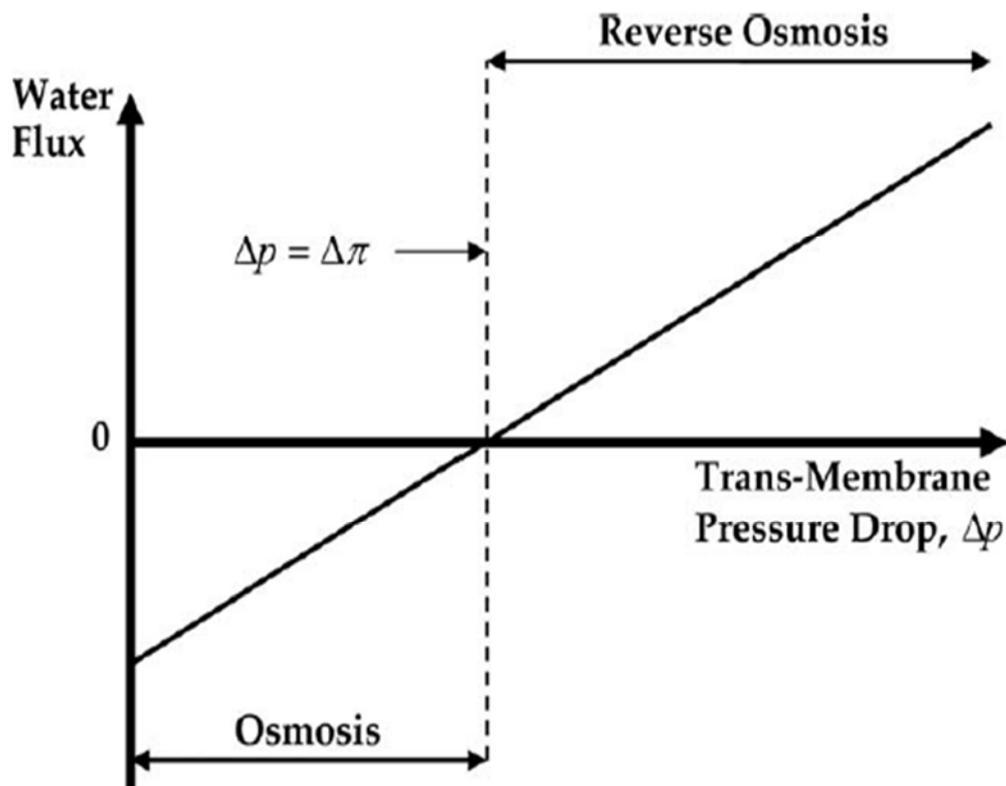


Figure I.01 : Osmose inverse à travers une membrane dense par application d'une pression motrice ΔP [2].

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

I.2.2- Classification des membranes :

Les membranes sont des matériaux poreux ou denses composés de matières minérales ou organiques ou hybrides, homogènes ou plus généralement composites. Il existe différents types de membranes :

I.2.2.1- Les membranes minérales (ou inorganique) :

Ces membranes présentent une structure à la fois composite et asymétrique : elles sont composées d'un support macroporeux à base d'alumine ou de carbone sur lequel sont déposées un nombre variable de couches d'oxydes minéraux (aluminium, ZrO₂, TiO₂...) [1]. Le rôle de ces couches filtrantes de faible épaisseur est d'assurer la séparation des solutés grâce à un rayon de pore adapté, alors que le support assure la résistance mécanique. Ces membranes peuvent travailler dans des conditions plus sévères que les membranes organiques grâce à leur résistance mécanique, chimique et thermique (jusqu'à P=40 bar, T=120°C et pH=1-14. Ceci justifie leur utilisation dans des applications mettant en jeu des milieux "agressifs" et/ou non aqueux. D'une manière générale les membranes minérales sont essentiellement sous forme tubulaire. Elles présentent l'avantage d'une bonne résistance chimique, mais l'inconvénient majeur d'une faible compacité (surface filtrante par rapport au volume occupé).

I.2.2.2- Les membranes organiques :

Elles sont fabriquées à base d'acétate de cellulose ou à partir de polymères de synthèse. Parmi les polymères les plus utilisés, on rencontre entre autres, les poly sulfones, les polyamides aromatiques, les polyamides, les polyethersulfones, les polycarbonates, ainsi que des polymères fluorés possédant principalement une structure asymétrique. Le plus souvent un premier polymère présentant une structure macroporeuse est utilisé comme support (polyester, ...) et un second polymère forme la couche active de la membrane.

La gamme de polymères disponibles permet d'avoir un éventail varié d'applications (on choisit un polymère selon ses propriétés pour répondre à un problème donné). Les membranes organiques sont les plus utilisées malgré leurs résistances thermiques et chimiques relativement limitées car elles sont nettement moins chères que les membranes minérales.

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Elles ont ainsi permis d'étendre la technologie de la filtration membranaire à différents secteurs industriels et par conséquent d'augmenter significativement le nombre des applications des procédés membranaires.

I.2.3- Caractéristiques des membranes :

I.2.3.1- Grandeurs caractéristiques de filtration membranaire :

a) Pression transmembranaire (PTM) :

Durant la filtration membranaire, les solides s'accumulent sur la paroi membranaire causent une perte de charge qui entraîne une augmentation de la pression à appliquer afin de maintenir le débit de perméat constant. La différence de pression entre l'amont (alimentation) et l'aval (perméat) de la membrane est appelée la pression transmembranaire (PTM).

Il y a une autre définition de la PTM comme la force motrice qui permet le transfert à travers une membrane. Elle peut être définie par la différence de pression selon l'Equation (1.1) :

$$PTM = P_{\text{rétentat}} - P \dots\dots\dots (1.1)$$

Soit

$$PTM = (P_{\text{relative rétenta}} - P_{\text{atmosphérique}}) - (P_{\text{relative perméat}} - P_{\text{atmosphérique}}) \dots (1.2)$$

P : pression absolue (Pa, unité usuelle = bar = 10⁵ Pa)

P *relative* : est lue au manomètre

A l'exception de la microfiltration, dans la plupart des cas, le compartiment perméat est ouvert à l'air et donc à la pression atmosphérique (P *relative perméat* = 0)

L'Equation (1.2) se réduit à l'Equation (1.3):

$$PTM = P_{\text{relative rétenta}} \dots\dots\dots (1.3)$$

En raison des pertes de charges dans les modules, la pression dans le rétentat (P *rétenta*) chute entre l'entrée et la sortie de la membrane.

Il est donc nécessaire d'avoir des capteurs de pression en entrée et en sortie des modules et la pression moyenne du rétentat $P_{\text{ret moy}}$ est généralement utilisée Equation (I.4) :

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

$$P \text{ rét moy} = PTM = (P \text{ entrée} + P \text{ sortie})/2 \dots \dots \dots (1.4)$$

b) Flux de perméat J_v et grandeurs associées :

C'est le débit à travers la membrane par unité de surface géométrique. Dans le cas d'une membrane poreuse, il peut être défini par la relation de Poiseuille (Equation 1.5) en considérant que la membrane est un réseau de capillaires cylindriques de rayon constant et que l'écoulement y est laminaire [3].

$$J_v = \frac{Q}{S} = \frac{n_p \cdot \pi \cdot r_p^4}{8 \cdot l \cdot \mu} \cdot \frac{PTM}{\pi \cdot r_p^2} = \frac{n_p \cdot r_p^2}{8 \cdot l \cdot \mu} \cdot PTM \dots \dots \dots (1.5)$$

Avec:

J_v : flux (m.s-1 unité usuelle : L h⁻¹m⁻²)

Q : débit (m³/s)

S : surface géométrique de la membrane (m²)

n_p : nombre de pores par unité de surface

r_p : rayon des pores (cylindrique) (m)

l : épaisseur de la membrane (m)

μ : viscosité dynamique du solvant (Pa.s)

PTM : pression transmembranaire (Pa) (unité usuelle = bar)

c) Perméabilité hydraulique de la membrane L_p :

Afin de ne pas rentrer dans les détails de la structure de la membrane et sous l'action de la pression transmembranaire, le solvant entraîne sélectivement les solutés à travers la membrane. Le flux de solvant

J_v , qui traverse la membrane est proportionnel à la pression transmembranaire selon la loi de Darcy :

On définit la perméabilité hydraulique L_p (Equation 1.6) qui est valable pour toutes les membranes.

$$J_v = L_p \times PTM \dots \dots \dots (1.6)$$

Avec :

L_p : perméabilité hydraulique de la membrane (m s-1 Pa-1 ou L h-1 m-2 bar-1)

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

PTM : pression transmembranaire (Pa)

Dans le cas de membranes poreuses, l'analogie entre l'Equation (1.5) et l'Equation (1.6) permet d'expliciter L_p plus précisément.

La perméabilité hydraulique L_p n'est pas une caractéristique intrinsèque de la membrane car elle dépend du solvant via la viscosité du perméat qui est fonction de la température et du fluide (il est nécessaire de préciser la température à laquelle sont réalisées les mesures en raison de l'influence de celle-ci sur la viscosité du fluide) [3].

$$\mathbf{J = L_p \times PTM = PTM / (n \times R)..... (1.7)}$$

n : viscosité dynamique du perméat (Pa s)

R : résistance hydraulique de la membrane (m-1)

$$\mathbf{R = 1/ (n \times L_p)..... (1.8)}$$

Pour obtenir des valeurs de perméabilité comparable, il est possible d'exprimer la perméabilité pour une température donnée, par exemple à 50°C :

$$\mathbf{L_p (50^\circ C) = (n_{(T)} / n_{(50^\circ C)}) \times L_p_{(T)}..... (1.9)}$$

La résistance R de la membrane est la résistance que la membrane oppose au solvant. Elle est notée R_m pour la membrane neuve, et est une caractéristique intrinsèque de la membrane contrairement à L_p . La perméabilité à l'eau d'une membrane est une caractéristique intrinsèque de la membrane qui dépend de sa structure [1].

$$\mathbf{J_w = L_p^w * \Delta P \quad (1.10)}$$

La perméabilité d'une membrane à l'eau, est déterminée comme la pente de la droite du flux de perméation J_w en fonction de la pression transmembranaire ΔP . Figure (I-3).

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

La résistance hydraulique (R_m) d'une membrane peut être définie comme étant sa résistance à l'écoulement du fluide à filtrer à travers cette membrane. La résistance d'une membrane est reliée à sa perméabilité [1]:

$$R_m = \frac{1}{\mu L_p^w} \dots\dots\dots (1.10)$$

μ est la viscosité du perméat (eau)

Cette relation nous permet de calculer de façon pratique la résistance hydraulique d'une membrane à partir des mesures de flux de perméation en fonction de la pression transmembranaire.

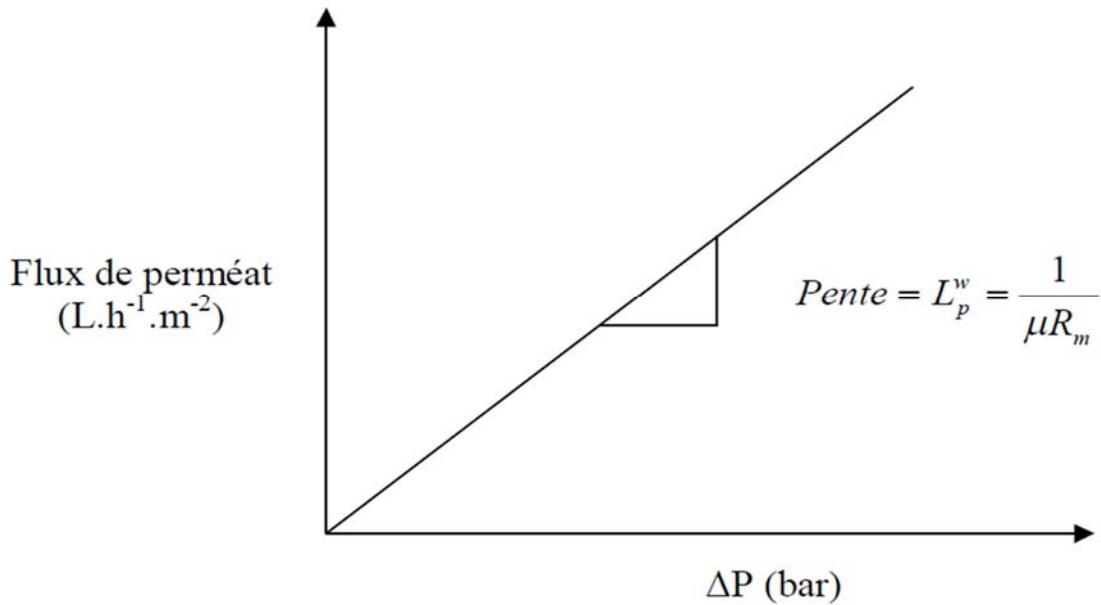


Figure I.02 : Flux de perméat de l'eau en fonction de la pression transmembranaire. [2]

La membrane est caractérisée par le taux de rétention :

- La rétention dite observée qui est calculée à partir des concentrations du rétentat (C_{Ret})

$$Ret_{obs} = 1 - (C_p / C_{ret}) \dots\dots\dots (1.12)$$

- La rétention intrinsèque qui est calculée avec la concentration à la paroi de la membrane (C_m) :

$$Ret_{int} = 1 - (C_p / C_m) \dots\dots\dots (1.13)$$

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

I.2.3.2- Facteurs limitant le flux de perméat en osmose inverse :

Lors de la filtration d'un solvant pur, la variation du flux J_v en fonction de la différence de pression transmembranaire ΔP est linéaire.

Lorsque le solvant est remplacé par une solution contenant des espèces dissoutes ou en suspension, le flux observé est plus faible. Cette diminution qui dépend des caractéristiques de la membrane et du fluide à traiter s'explique principalement par l'accumulation de solutés au voisinage de la membrane.

a) La polarisation de concentration :

Le gradient de pression mis en jeu entraîne le solvant et le soluté par convection de la solution d'alimentation vers la membrane. Elle représente une barrière physique qui provoque une surconcentration dans le rétentat à la paroi de la membrane. Cette différence de concentration induit un flux diffusionnel dans le sens opposé au flux convectif. Ce phénomène appelé polarisation de concentration est réversible et disparaît lors de l'annulation de la pression transmembranaire [4].

La première conséquence de ce phénomène est l'augmentation de la différence de la pression osmotique $\Delta\pi$ de part et d'autre de la membrane et donc la réduction de la force motrice de perméation de l'eau à travers la membrane.

La différence de pression osmotique est en fait la pression minimale qu'il faut dépasser pour qu'il y ait perméation d'eau au travers des pores dans le cas d'une membrane d'osmose inverse.

Une conséquence de l'augmentation de $\Delta\pi$ due à la polarisation de la concentration, est qu'il faut augmenter la pression transmembranaire pour conserver un flux de perméation constant. Cela se traduit par une augmentation de la consommation d'énergie et donc en une hausse des coûts d'opération. La pression osmotique est spécifique à chaque soluté et elle est d'autant plus forte que la masse molaire du soluté est faible et donc que sa vitesse de diffusion est rapide.

b) Le colmatage :

Le colmatage des membranes est un des verrous rencontrés en filtration membranaire. Le colmatage résulte de l'accumulation de macromolécules à la surface des membranes. A pression transmembranaire constante, la conséquence du colmatage est une diminution, parfois extrêmement accentuée, du flux de perméation dans le temps (de 5 min à 1 h par

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

exemple). D'autres conséquences directes ou indirectes du colmatage sont une diminution de la durée de vie des membranes avec des lavages plus fréquents, et donc des consommations de produits chimiques plus importantes et une production plus élevée d'eaux usées, et des dépenses supplémentaires d'énergie pour compenser la baisse de perméabilité des membranes causée par le colmatage. Le colmatage équivaut à une résistance supplémentaire (R_F) à l'écoulement à travers la membrane. Le colmatage peut aussi influencer le pouvoir de séparation d'une membrane en agissant, par exemple, comme une deuxième membrane dynamique qui se superpose à la membrane originale.

L'accumulation de matière peut se faire à la surface d'une membrane, les particules peuvent bloquer ses pores, et, dans le cas d'une membrane ayant des pores suffisamment grands, il peut y avoir une adsorption et/ou dépôt de substances colmatantes dans la paroi interne de pores.

Sachant qu'on distingue deux types de colmatage, le colmatage réversible c'est le colmatage qu'on peut facilement éliminer par un rinçage à l'eau, le « colmatage » réversible englobera la polarisation de concentration. Ce colmatage réversible est dû au dépôt de matière et au phénomène de polarisation de concentration. La partie du colmatage restant est appelée colmatage irréversible. Elle est due à un dépôt de matière à la surface de la membrane et/ou dans les pores. C'est ce colmatage qui nécessite un nettoyage chimique pour restaurer les performances initiales de la membrane

d) Résistance membranaire :

Durant une étape de filtration, la perméabilité diminue du fait du colmatage et de la polarisation de concentration. Si on applique la théorie des résistances en série pour les résistances au transfert de solvant à travers les membranes, on obtient :

$$\mathbf{R_{totale} = R_m + R_{irrev} + R_{rev} \dots \dots \dots (1.14)}$$

$$\mathbf{RF = R_{irrev} + R_{rev} \dots \dots \dots (1.15)}$$

Avec:

R_m : la résistance de la membrane neuve

R_{totale} : la résistance mesurée lors de l'UF

R_{rev} : la résistance due au colmatage réversible (éliminé par un rinçage à l'eau)

R_{irrev} : la résistance due au colmatage irréversible (colmatage persistant après rinçage)

R_F : La résistance due au colmatage total.

Chapitre 1 :
GENERALITE SUR LES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

I.3- Les Performances des membranes :

Les critères de choix d'une membrane dépendent de plusieurs paramètres qui contrôlent le fonctionnement de la membrane et par la suite la performance de la station de dessalement, parmi ces paramètres on la distingue :

1-1-Perméabilité : Elle représente le flux volumique ou massique traversant la membrane par unité de surface membranaire.

1-2-Résistance : Vis à vis la pression, la température et les agents chimiques. Nous notons que la sélectivité et la perméabilité dépendent directement de la pression et de la température. Une membrane, est utilisée toujours dans les limites bien définies de P, T et pH.

1-3- Durée de vie : Chaque membrane a une durée de vie, au-delà de laquelle, la membrane ne sera pas performante (chute de rendement et de performances, dégradation de l'état, usures...).

1-4- Taux de conversion (Y) : est par définition, la fraction du débit du liquide qui traverse la membrane

1-5- Le taux de rejet (appelé aussi taux de rétention) de l'espèce (sel, macromolécule, particule) qui est le rapport entre la concentration côté rejet et la concentration côté alimentation.

I.4- Conclusion :

Durant ce chapitre on a présenté les caractéristiques principales d'une membrane d'Osmose Inverse ainsi que les paramètres agissant sur la performance de celle-ci car elle joue un rôle très important dans le procédé de dessalement d'eau de mer.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

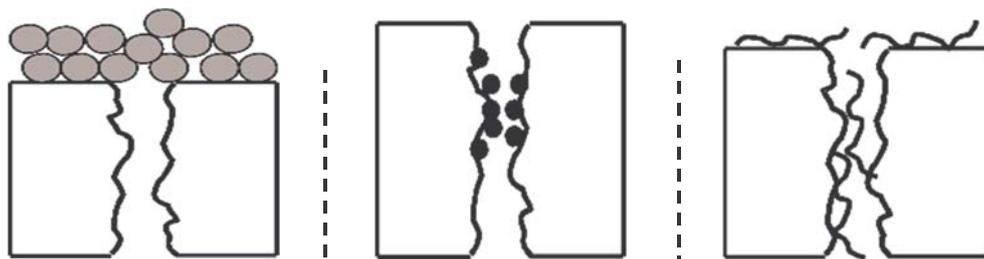
Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

II.1- Introduction :

Dans le passé, le facteur limitant le développement de la technologie membranaire était le coût des membranes. Cependant, depuis quelques années, les coûts ont été réduits grâce aux progrès effectués dans le domaine de la fabrication des membranes. Des progrès ont permis également d'augmenter la durée de vie des membranes, de diminuer les coûts de remplacement de ces dernières, de réduire la consommation énergétique par rapport au flux de perméat obtenu. De nos jours, le principal facteur limitant l'application à long terme des stations de dessalement est devenu le colmatage des membranes. C'est un phénomène complexe. Il peut être décrit comme étant une diminution continue du flux de perméat (à pression constante) ou une augmentation de la pression transmembranaire, causée par l'accumulation ou l'adhésion et/ou l'adsorption de particules solubles ou colloïdales (organiques, inorganiques et cellules microbiennes) ou en suspension à la surface de la membrane et sur les pores de la membrane. Il est possible de quantifier le colmatage en fonction de sa réversibilité : le colmatage réversible (de nature physique) et le colmatage irréversible (de nature plutôt chimique). Plusieurs facteurs peuvent contribuer au colmatage des membranes et la nature de ce colmatage varie d'un auteur à l'autre, alors qu'il est plutôt le reflet des conditions opératoires et de la configuration membranaire utilisée.

II.2 Les type de colmatage :

En effet, en fractionnant le colmatage suivant trois échelles d'observation (Figure II.01)



Dépôt de particules en surface

Blocage des pores

Adsorption

Figure II.01: Différentes formes de colmatage [1].

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

II.2.1- Le blocage des pores :

Il s'agit de la pénétration et du blocage, partiel ou total, des pores de la membrane par des particules sur lesquelles des composés peuvent être adsorbés. L'importance de ce phénomène dépend de la forme et de la taille relative des pores et des particules ainsi que des conditions hydrodynamiques.

II.2.2- L'adsorption :

C'est un phénomène à long terme qui implique généralement les macromolécules (comme les protéines) présentes dans le fluide à traiter et ayant une affinité physico-chimique pour le matériau membranaire. Elles s'adsorbent alors à la surface de la membrane ou dans ses pores [4]. Les conséquences de ce phénomène sont une réduction du nombre ou de la taille des pores efficaces (augmentation de la résistance hydraulique) et une modification de la charge de surface de la membrane.

II.2.3- Le colmatage par dépôt de particules en surface :

Contrairement aux solutés, les matières en suspension dans l'eau (particules, bactéries, protozoaires, virus) peuvent être, selon leur taille, caractérisées par un pouvoir diffusif faible voire nul. Il en résulte que l'accumulation de matière, sous l'effet convectif de la perméation, n'est pas compensée par un flux diffusif de retour. Lorsque les forces de convection deviennent supérieures aux forces de répulsion, une déstabilisation des particules se produit et le colmatage apparaît. Il y a donc une transition de phase entre une phase dispersée et une phase condensée [5].

Ainsi, les particules ayant une taille supérieure à celle des pores de la membrane forment à la surface de celle-ci un dépôt communément appelé gâteau de filtration. Ce dernier constitue une couche poreuse et agit comme une épaisseur supplémentaire de membrane s'opposant ainsi au transfert de matière. La résistance hydraulique du dépôt, R_d , est proportionnelle à la masse particulaire déposée par unité de surface membranaire, m_d , par l'intermédiaire de la résistance spécifique du dépôt, α :

$$R_d = m_d \cdot \alpha \quad \text{II-1}$$

La résistance spécifique est une propriété intrinsèque du dépôt qui dépend de sa structure.

II.3 Les facteurs influençant le colmatage :

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

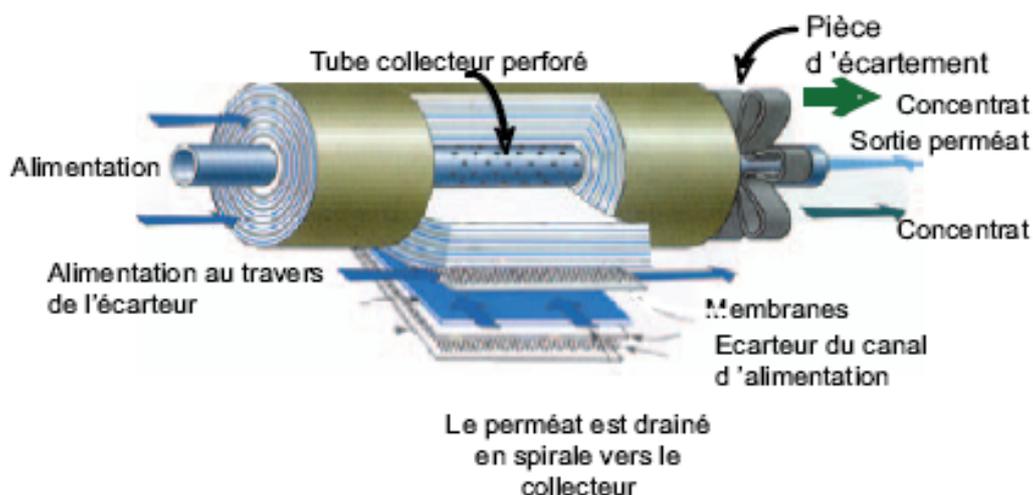
Nombreux sont les exemples trouvés dans la littérature qui soulignent l'importance de plusieurs paramètres tels que les caractéristiques des membranes, les caractéristiques physico-chimiques des eaux à traiter, et les conditions opératoires, vis-à-vis du colmatage observé [4]. Il apparaît délicat et peut-être un peu arbitraire de séparer ces différents paramètres dans la mesure où le colmatage résulte de la combinaison de tous ces facteurs. Néanmoins nous avons choisi de traiter ces différents aspects en les examinant individuellement.

II.3.1- Les caractéristiques de la membrane :

Parmi les caractéristiques des membranes influençant le colmatage, il y a le seuil de coupure, la charge de surface et l'hydrophobicité.

Caractéristiques des membranes de la station de dessalement de Fouka sont :

▪ Configuration	Spiralée
▪ Matériel	Polyamide
▪ Matériel du tube	Fibre de verre et époxy
▪ Dimensions	D=20cm, longueur=100cm
▪ Pression maximale	70 bar
▪ pH d'opération	2 – 11
▪ Température maximale d'opération	45°
▪ Débit nominal	27,7 m ³ /jour
▪ Réjection de sel	99,6 %
▪ Variation de débit admissible	± 10 %



Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Figure II.02: Schéma d'une membrane spirale [3].

II.3.1.1- L'effet du seuil de coupure :

Le seuil de coupure désigne la masse de la plus petite molécule ou du plus petit ion arrêté par une membrane, plus le seuil de coupure d'une membrane est petit, plus la séparation effectuée risque d'être importante [6]. En conséquence, s'il n'y a pas de prétraitement approprié, le colmatage de cette membrane risque d'être plus important.

II.3.1.2 L'influence de la charge de la membrane sur le colmatage :

Pour ce qui est de la charge de la membrane, si elle est de même signe que la charge des particules, il y aura alors répulsion entre la membrane et les particules et donc moins de risques de colmatage. C'est pourquoi certains auteurs recherchent un prétraitement membranaire qui serait capable de charger les particules présentes dans les eaux naturelles afin qu'elles acquièrent une charge similaire à la charge de la membrane utilisée.

La triboélectricité est un procédé qui par frottement électrostatique pourrait constituer un tel prétraitement [7].

II.3.1.3 Le caractère hydrophile ou hydrophobe du matériau :

Il joue un rôle important dans le colmatage des membranes, ce critère est l'un des plus importants dans le choix d'une membrane, les membranes hydrophiles étant préférées aux hydrophobes en raison de leurs plus faibles capacités d'adsorption. C'est pour cela Les manufacturiers cherchent à rendre leurs membranes plus hydrophiles et donc moins susceptibles d'être colmatées par les substances hydrophobes présentes dans les eaux naturelles [6].

II.3.2 Les caractéristiques de l'eau à traiter :

Le colmatage est aussi dépendant de la nature de l'eau à traiter et de la concentration de ses principaux constituants. En général, plus une eau est chargée en particules et plus elle aura tendance à colmater les membranes.

La figure N°3 représente les caractéristique de l'eau à l'entrée d'osmose inverse après subir une filtration simple et une filtration poussé (sur des filtre à cartouche), sachant que le type du prétraitement à un très grand influence sur la performance de la station car plus le

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

prétraitement est efficace et plus en diminue le phénomène de colmatage des membranes et par conséquent on réduit la fréquence du nettoyage et cela on prévient le vieillissement des membranes d'osmose inverse et on prolonge leur durée de vie.

Tableau II.01 : Les paramètres physico-chimiques de la station de Fouka.

Paramètre	l'unité	eau traitée	Les normes algériennes
Température	°C	21	25
Ph		8,2	8,5
Conductivité	µs/cm	680	800
Turbidité	NTU	0,3	1
Ca ²⁺	mg/l CaCO ₃	54	200
TH	mg/L CaCo ₃	87	100
Cl ⁻	mg/l)	210	200
TAC	mg/L CaCo ₃	56	60
TDS	mg/l	400	1000

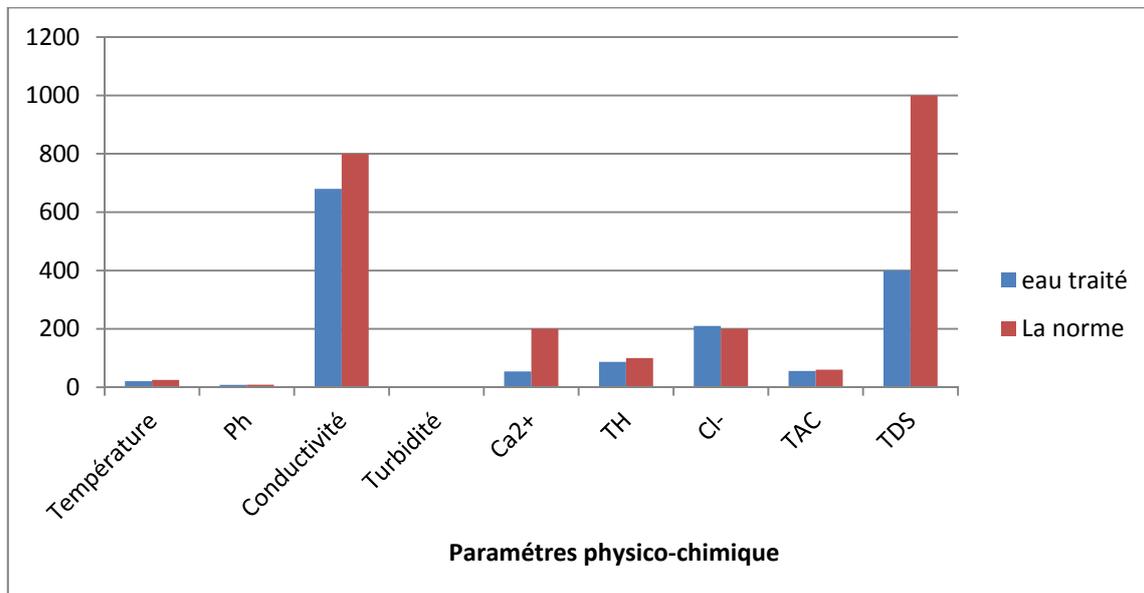


Figure II.03: Les caractéristiques physico-chimiques de l'eau traitée de la station de Fouka.

II.3.2.1- L'effet de SDI :

Le pouvoir colmatant des particules en suspension d'une eau s'exprime en termes de « Silt Density Index » (SDI).

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Le test de SDI consiste à filtrer l'eau sur un filtre de 0.45 µm et à mesurer la baisse de vitesse de perméation associée au colmatage. Les fabricants de modules recommandent de ne pas dépasser un SDI de 5%/min [7]. Toutefois, pour l'OI, l'utilisation d'un prétraitement adéquat fait en sorte que les colloïdes et les molécules organiques dissoutes sont beaucoup plus influents sur le colmatage des membranes que les particules.

A priori, la tendance d'une eau à colmater une membrane d'OI sera d'autant plus forte que l'eau contient une concentration élevée en matières organique naturelle (MON). En particulier, une eau contenant les MON plus hydrophobes qu'hydrophiles devrait colmater beaucoup plus une telle membrane [3].

II.3.2.2- L'effet de la température :

D'un point de vue théorique, quand la température augmente, la viscosité diminue, ce qui entraîne une polarisation de concentration plus importante et le colmatage peut s'en trouver augmenté.

Dans la station de dessalement de Fouka la température varie de 12°C à 28°C et avec sa variation (figure N°4) elle peut influencer sur les autres paramètres. En plus de la viscosité, elle agit sur la densité, la solubilité des gaz dans l'eau, la dissociation des sels dissous, de même que sur les réactions chimiques et biochimiques, le développement et la croissance des organismes vivant dans l'eau et particulièrement les microorganismes ce qui affecte énormément le colmatage des membranes, notamment en été où la température atteint 28°C, dépassant ainsi les normes.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

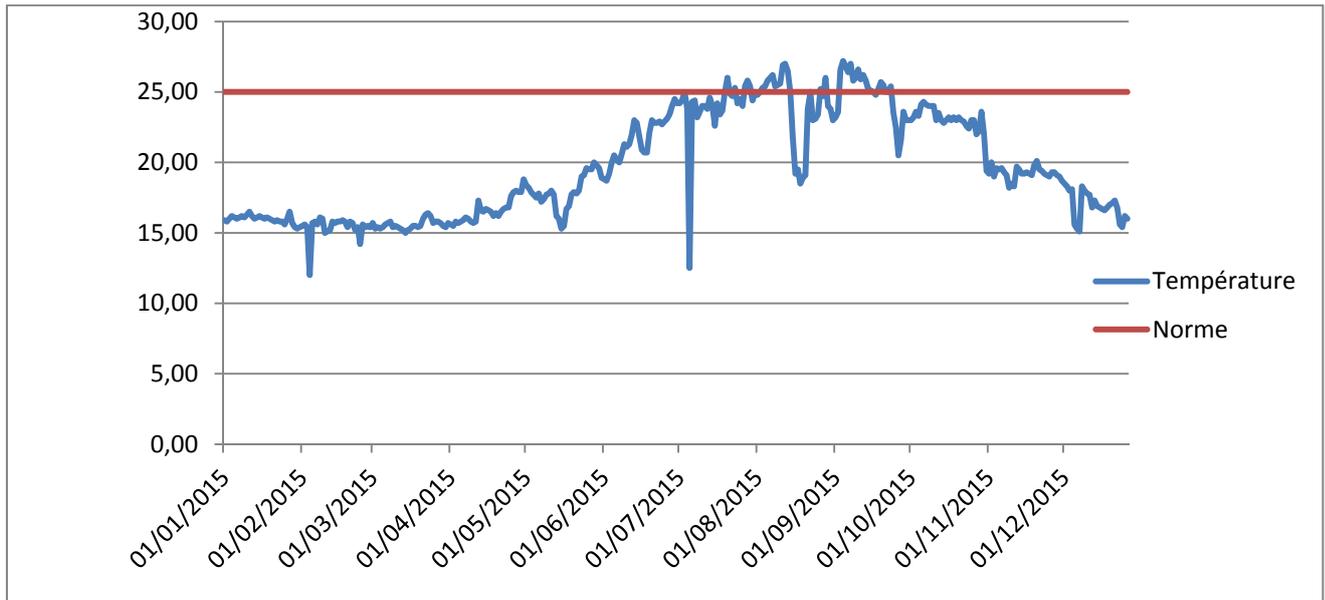


Figure II.04: L'évaluation de la température d'eau de la station de Fouka.

II.3.2.3- L'effet du PH :

Le pH est un paramètre important car en présence de molécules chargées, telles que les acides humiques, le flux et le colmatage irréversible dépendent clairement du pH car c'est à pH faible, lorsque les répulsions électrostatiques sont plus faibles et le caractère hydrophobe des acides humiques est plus élevé, que le colmatage le plus critique intervient sur des membranes. C'est pour cette raison que les auteurs émettent l'hypothèse que ce colmatage serait dû a priori à un dépôt d'acides humiques à la surface de la membrane, puisque le simple fait d'essuyer doucement la membrane colmatée permet de récupérer 80% de la perméabilité initiale [8]. A pH plus élevé, lorsque les charges électriques des acides humiques et de la membrane sont similaires, l'adsorption est probablement régie par les forces hydrophobes [9]. La solubilité des substances humiques diminuant avec le pH, le phénomène de polarisation se traduit par une concentration des grosses particules d'acides humiques à proximité de la surface de la membrane pouvant induire des phénomènes de précipitation et par conséquent une importante diminution du flux de perméat. Donc afin de rendre plus hydrophiles les matériaux couramment utilisés dans l'élaboration des membranes, les fabricants greffent de plus en plus des polymères hydrophiles chargés ou non chargés, ce qui rend les propriétés de la membrane dépendantes du pH, de par leur chimie de surface. Ainsi l'ajustement du pH peut être un moyen de modification de l'état de surface et par la suite du colmatage.

Chapitre 2 : LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Dans la station de Fouka la variation du PH est très faible (figure N°5), elle est de l'ordre de 0,1 entre un Ph de 8,3 et 8,4 ce qui indique que ce paramètre est presque stable et par la suite il n'a pas vraiment un influence sur le phénomène du colmatage dans la station.

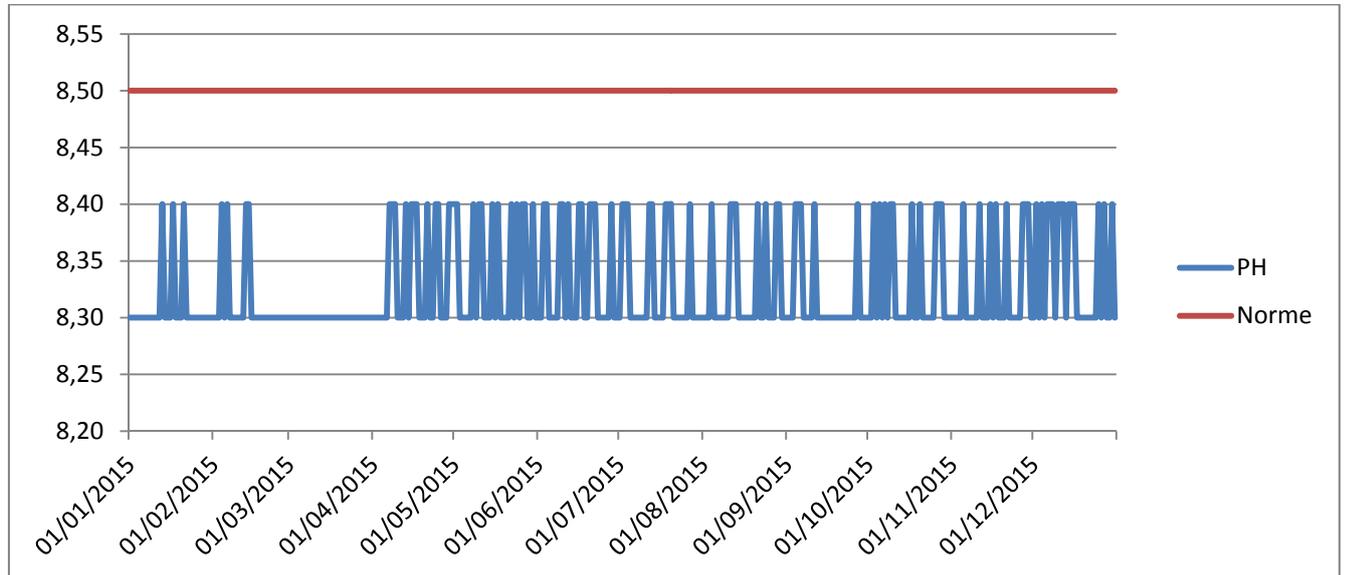


Figure II.05: L'évolution du PH d'eau filtrée de la station de Fouka.

II.3.2.4- L'effet de la force ionique :

Elle joue aussi un rôle fondamental car plus la force ionique de l'eau est élevée, plus la perte de flux de perméation est élevée. Cela s'explique par le fait que la résistance hydraulique du colmatage augmente avec son épaisseur et sa compacité.

A force ionique élevée, la charge électrique de la membrane et celle des macromolécules humiques est réduite d'une manière significative, ce qui réduit la répulsion électrostatique entre ces macromolécules. Par conséquent, le dépôt des matières organiques naturelles sur la surface est facilité et la couche colmatante devient plus épaisse [10]. De plus, avec l'augmentation de la force ionique, la répulsion électrostatique entre les chaînes organiques diminue, et les molécules d'acide humiques tendent à avoir une structure plus compacte, ce qui donne une couche colmatante plus compacte et donc une plus grande résistance à l'écoulement. Par ailleurs, la densité ou compacité du dépôt augmente avec l'accroissement de la force ionique

II.3.2.5- Effet de la forme des particules présentes dans l'eau à traiter :

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

La forme de la particule détermine son volume et sa surface, donc sa surface spécifique [10], la figure II-6 compare les résistances spécifiques obtenues pour différentes formes de particules : fibre, cylindre, rectangle, sphère, cube et disque

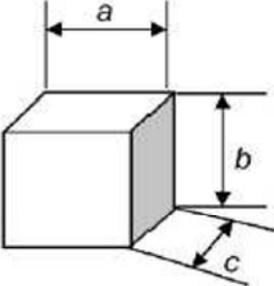
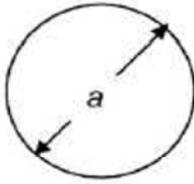
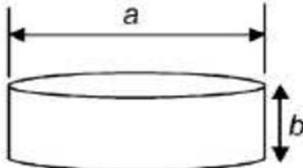
		
<p>Cubique : $b = c = a$</p> <p>Rectangulaire : $b = a$; $c = 10a$ (say)</p> <p>Surface : $2(ab + ac + bc)$</p> <p>Volume : abc</p> <p>Surface spécifique : $\frac{2(ab + ac + bc)}{abc}$</p>	<p>Sphère :</p> <p>πa^2</p> <p>$\frac{\pi}{6} a^3$</p> <p>$\frac{6}{a}$</p>	<p>Fibre : $b = 10000a$ (say)</p> <p>Cylindre : $b = 10a$ (say)</p> <p>Disque : $b = 0.01a$ (say)</p> <p>$\frac{\pi}{4} a^2 + \pi ab$</p> <p>$\frac{\pi}{4} a^2 b$</p> <p>$\frac{1}{b} + \frac{4}{a}$</p>

Figure II.06: Différentes formes et surfaces spécifiques associées [10].

La résistance spécifique est fortement dépendante de la forme de la particule. Par exemple, elle augmente d'un facteur d'environ 700 en passant de la forme d'une fibre à celle d'un disque (Tableau II-2). La forme des particules aura aussi un effet sur la porosité du dépôt et sur l'interaction entre la particule et l'entrée des pores de la membrane.

Tableau II.02 : Effet de la forme des particules sur la résistance spécifique du dépôt [10].

Forme de la particule	Surface spécifique (m ⁻¹)	Résistance spécifique (m/kg)
Fibre	4,0001/a	1,6 10 ⁹
Cylindre	4,1/a	1,7 10 ⁹
Rectangle	4,2/a	1,8 10 ⁹
Sphère	6/a	3,6 10 ⁹
Cube	6/a	3,6 10 ⁹
Disque	104/a	1100 10 ⁹

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

NB : Les résistances spécifiques ont été calculées à l'aide de la relation de Kozeny-Carman en supposant $\varepsilon=0,5$, $a=10\mu\text{m}$ et $\rho_p=2000 \text{ kg/m}^3$.

II.3.3- Les conditions opératoires du procédé membranaire :

Enfin, la cinétique de colmatage d'une membrane, et l'évolution de la résistance additionnelle R_A qui y est associée, dépendent aussi des conditions opératoires des procédés membranaires. Ces conditions sont la vitesse de perméation, la vitesse d'écoulement tangentielle et la pression d'opération.

II.3.3.1- L'effet de la vitesse tangentielle d'écoulement :

De façon générale, plus la vitesse de circulation est élevée, plus le colmatage est limité car des vitesses élevées tendent à détacher de la surface les matières déposées mais si la vitesse est très élevée on risque d'endommager la membrane d'osmose inverse.

II.3.3.2- L'effet de la pression transmembranaire:

La pression transmembranaire joue aussi un rôle important, à basses pressions, les forces de cisaillement sont assez importantes pour minimiser le dépôt de toutes particules sur la surface de la membrane, à pression élevée, les particules vont à la surface de la membrane plus rapidement que les forces de cisaillement ne les en éloignent, le colmatage est donc plus important. [11]

Si la pression augmente encore, la polarisation de concentration atteint une concentration limite et la couche colmatante se forme et commence à être compressée à pressions élevées.

Pour atteindre un débit de $120000 \text{ m}^3/\text{j}$ dans le cas de la station de Fouka parfois il faut augmenter la pression, et par la suite le colmatage des membranes augmente aussi. Après un certain temps il faut faire un nettoyage ce qui nécessite l'arrêt d'un ou plusieurs rack d'osmose inverse pour, c'est ce qu'on remarque dans la figure N°6.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

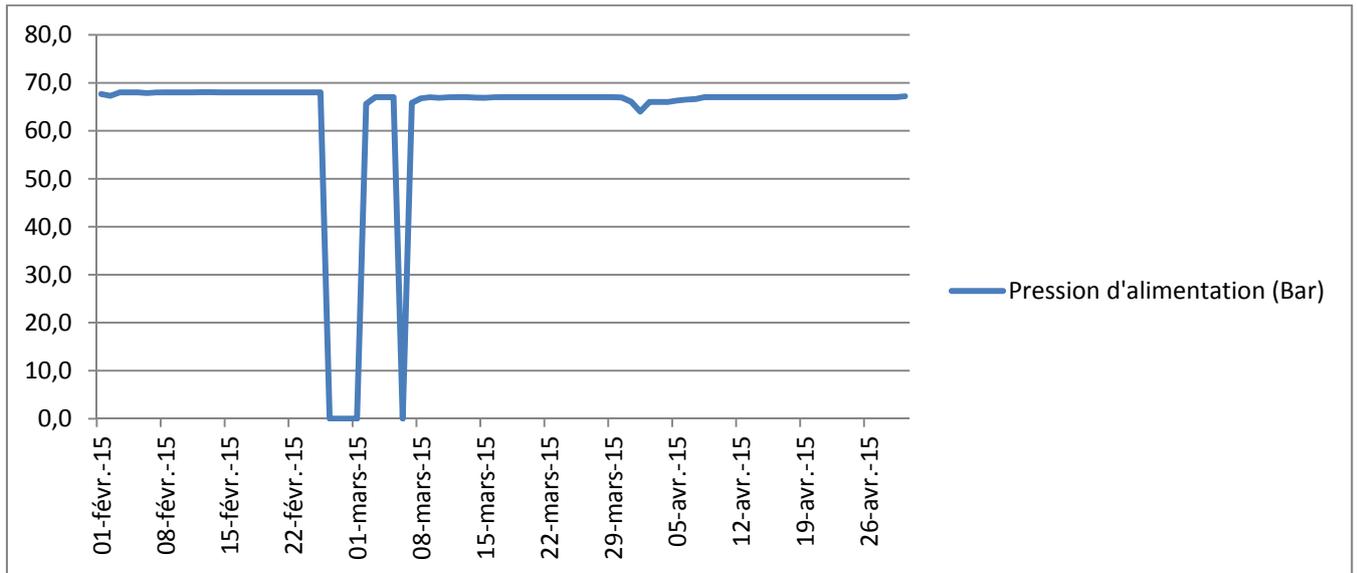


Figure II.06: L'évolution de la pression d'alimentation d'Osmose Inverse.

II.4- Le décolmatage :

Le décolmatage est un nettoyage qui consiste à éliminer d'une surface donnée toute souillure visible ou invisible pouvant s'y trouver. Ceci est réalisé par différents processus selon lesquels les agents colmatants sont détachés de la surface où ils sont fixés, et mis en solution ou en suspension, et qui est la résultante de plusieurs phénomènes physico-chimiques.

II.4.1- Méthode physique de décolmatage :

Nous pouvons décrire à ce stade les procédés hydrauliques de décolmatage comme une optimisation possible du fonctionnement de la technique de filtration sur membrane. Il existe plusieurs méthodes physiques de décolmatage : le backflush, le backpulse et la méthode par ultrasons.[12]

II.4.1.1- Backflush (rétro lavage):

La technique du contre-lavage ou rétrolavage (backflush) est une méthode physique de décolmatage qui consiste à effectuer des rétro filtrations brèves et périodiques, l'efficacité du procédé dépend de plusieurs paramètres opératoires tel que la pression transmembranaire du rétrolavage, le débit, la durée, la fréquence et elle est aussi liée à la structure du dépôt créée pendant la phase de filtration.

Cette technique, qui est utilisée industriellement, est parfois associée en complément d'un nettoyage chimique. Le « backflush » a l'effet bénéfique d'éliminer tout ou une partie du

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

colmatage interne des pores, et évite l'effet de compactage de la couche d'encrassement sur la surface membranaire [11].

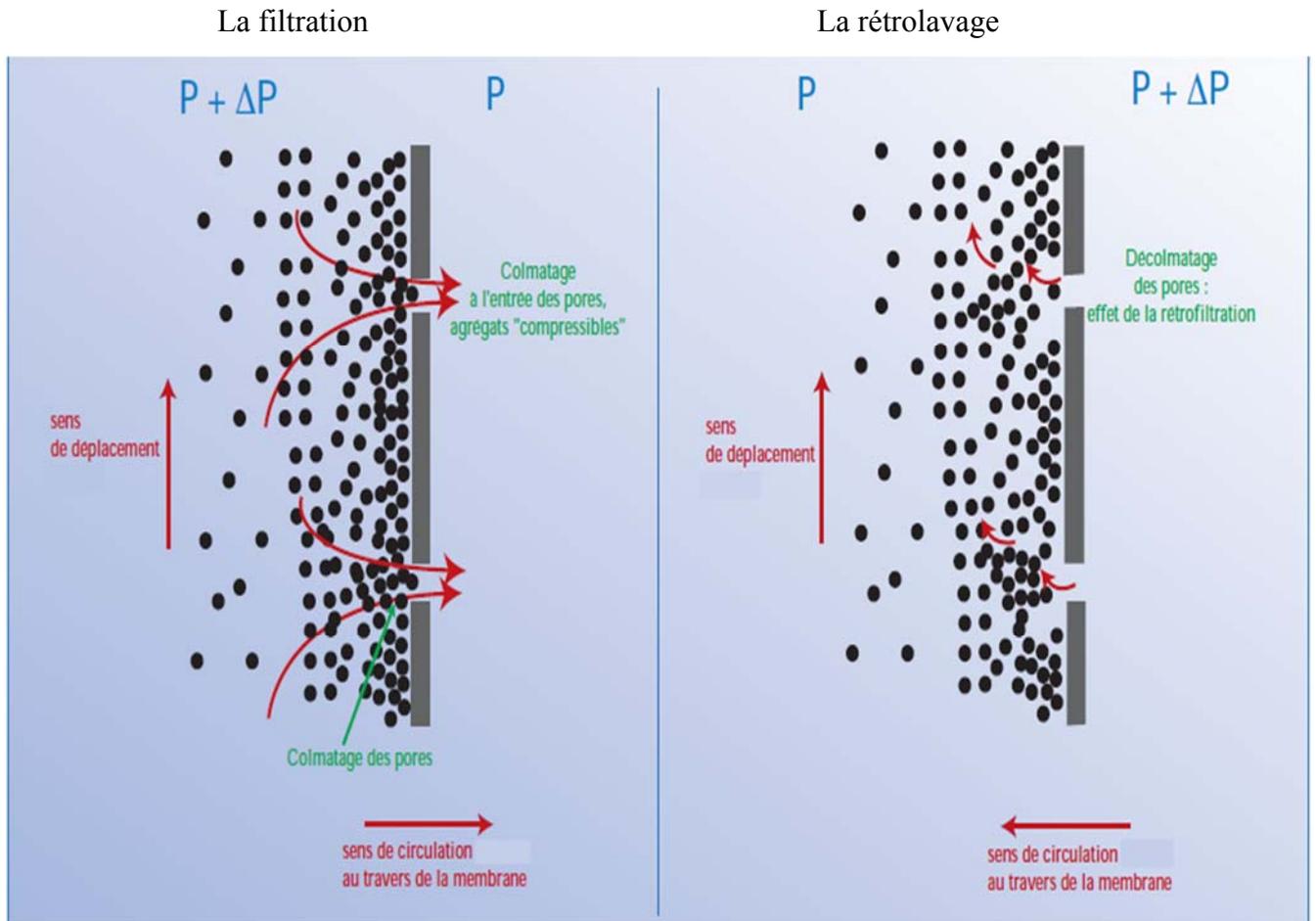


Figure II.07: Schéma de principe des procédés de filtration et du rétrolavage [12].

II.4.1.2- Backpulse :

Une technique très proche du rétrolavage, est le « backpulse ». La pression transmembranaire est inversée une fois toutes les 5 secondes sur une durée inférieure à la seconde (0,1 – 1 seconde) dans le but d'éliminer le dépôt de la surface de la membrane. Cela permet d'augmenter le flux net (calculé sur la base de gain de perméat moins ce qui est perdu durant la rétro filtration). [12] Cette technique a l'avantage de permettre un décolmatage in-situ, sachant que cette méthode est utilisée industriellement.

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

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

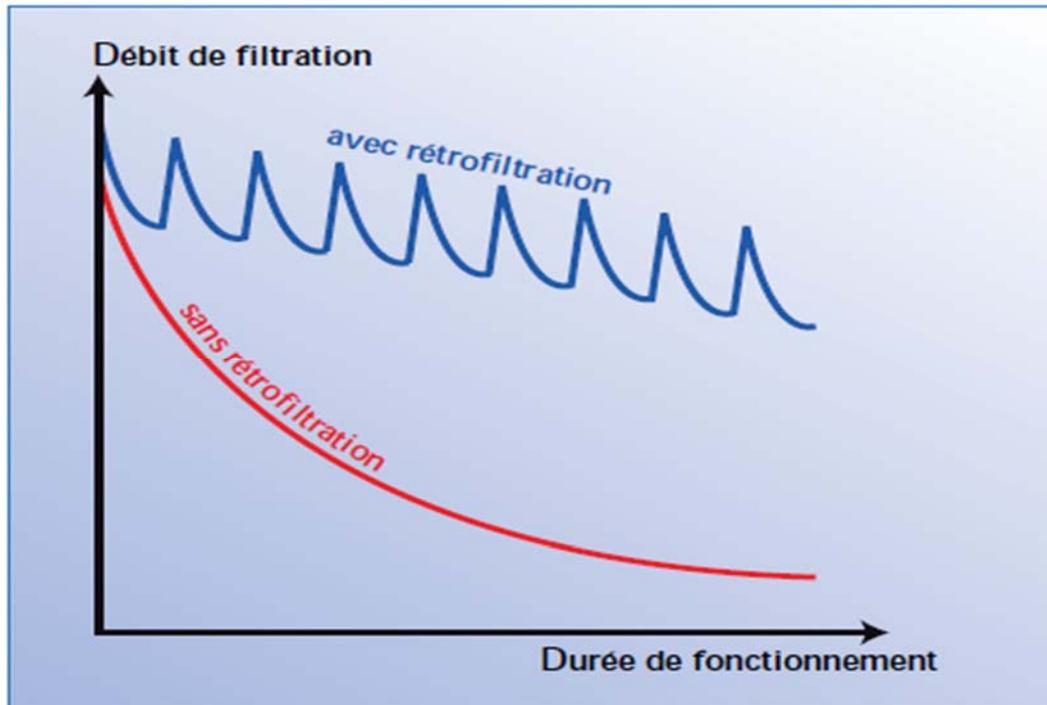


Figure II-8: Schéma de principe de la technique de Backpulse. [12]

II.4.1.3- Ultrasons :

Une autre méthode de décolmatage utilise les ultrasons. L'intensité des vibrations des ondes ultrasonores doit toutefois être contrôlée pour ne pas détériorer la membrane.

L'effet des ultrasons est relié au phénomène de cavitation: déformation, croissance et implosion de bulles formées quand une forte pression est appliquée à un milieu liquide. La destruction de cavité a une énergie suffisante pour vaincre les interactions et ainsi enlever la matière encrassant de la surface membranaire.

II.4.2- Méthode chimique de décolmatage :

Le lavage chimique est généralement effectué en dernier recours quand les membranes sont colmatées et que les rétrolavages n'ont pas permis de retrouver leur perméabilité initiale.

S'il existe des nettoyages de type enzymatiques employés lorsque les matériaux sont peu tolérants aux réactifs chimiques, ces derniers sont de loin les plus répandus. L'agent nettoyant se doit d'être efficace pour éliminer le colmatage tout en étant inoffensif vis-à-vis des membranes et du procédé. C'est pourquoi le choix des agents de nettoyage s'effectue en fonction de la nature des éléments colmatants – lorsqu'ils sont identifiés - et de la stabilité chimique du matériau membranaire.

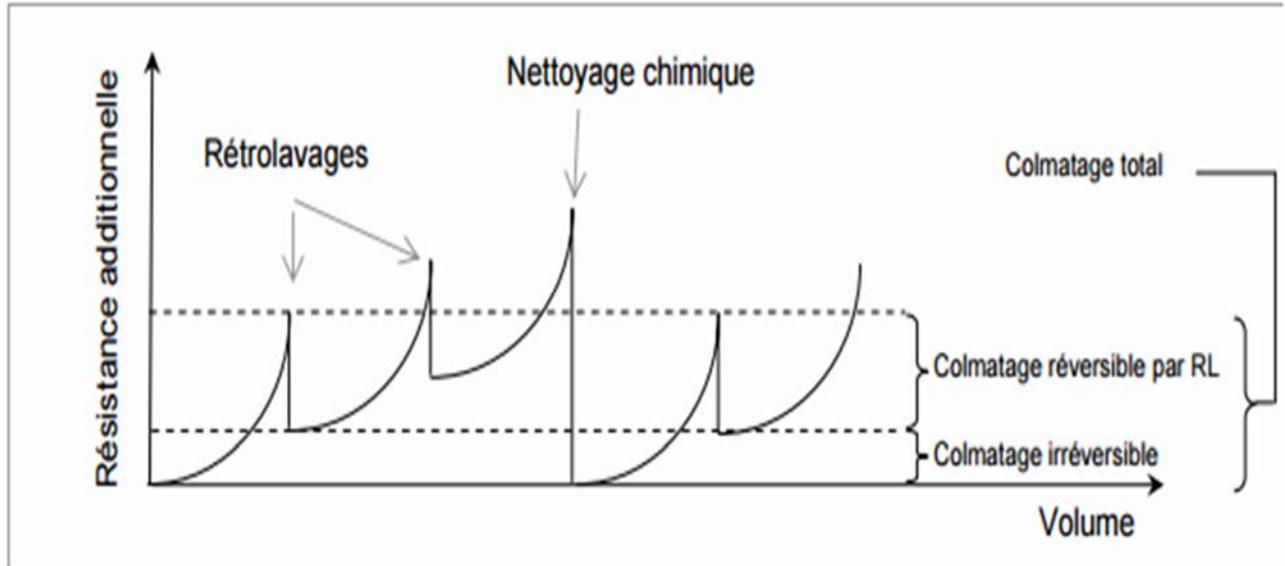


Figure II-9: Efficacité comparée des rétrolavages et nettoyages chimiques [11].

II.5- Les méthodes de détection du colmatage :

Plusieurs techniques ont été utilisées par les chercheurs pour caractériser la composition du « dépôt » sur des membranes colmatées. Parmi ces diverses techniques, la plus utilisée est la spectroscopie aux rayons X (méthodes directes) et la notion de méthodes indirectes de caractérisation repose sur l'utilisation préalable de protocole permettant d'isoler le matériel colmatant de la membrane étudiée. Certains chercheurs ont choisi d'analyser les substances contenues dans les eaux de rétrolavage et dans les solutions de lavage (solutions alcalines ou acides, etc.) [13]. On notera également que l'efficacité des protocoles de nettoyage utilisés peut contribuer de façon indirecte à l'identification du matériel colmatant en apportant des informations relatives à leurs propriétés physico-chimiques.

Dans le tableau suivant quelque problème qui indique l'existence d'un colmatage dans les station de dessalement d'eau de mer par osmose inverse par l'analyse du salinité, le débit et les pertes de charge du perméat

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Tableau II.03 : Analyse des problèmes possibles d'un système d'OI [14].

Salinité du perméat	Débit perméat	Perte de charge	Cause possible
Augmentation rapide	Baisse rapide	Augmentation rapide	Précipitation d'oxydes métalliques
Forte augmentation	Baisse progressive	Augmentation progressive	Entartrage minéral
Légère augmentation	Baisse progressive	Augmentation progressive	Précipitation colloïdale
normale ou augmentation	Baisse	normale ou augmentation	Silice polymérisée
Baisse	Forte baisse	Forte augmentation	Précipitation biologique
Baisse	Baisse	normale ou augmentation	Précipitation organique
Augmentation	Augmentation	Augmentation	Endommagement au chlore
Augmentation	Augmentation	normale ou baisse	Endommagement abrasif
Augmentation	normale ou augmentation	normale ou baisse	Fuites O-ring aux inter-connections ou adaptateurs
Augmentation	normale ou augmentation	normale ou baisse	Fuites de glue à cause de la rétro-pression appliquée au perméat

II.6- Les indices de détection du colmatage :

II.6.1- La pression transmembranaire (PTM):

La PTM est l'indicateur du colmatage d'une membrane lorsque cette dernière est opérée à flux de perméat constant.

Pour étudier le colmatage dans la station de dessalement de Fouka nous avons pris une série de la production associé à une pression constante ($1.5 < PTM < 1.6$ bar).

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Tableau II.04 : l'évolution de la chute de production a pression constante.

Mois	Semaine	Pression d'entrée (bar)	Delta P (bar)	Production (m3/j)	Delta Production (m3/j)
Février	Semaine 01	68,0	1,64	86 824	33 565
	Semaine 02	68,0	1,63	95 860	24 140
	Semaine 03	68,0	1,64	86 296	30 472
	Semaine 04	68,0	1,65	98 859	22 592
Mars	Semaine 01	66,0	1,55	103 561	16 439
	Semaine 02	67,0	1,54	109 611	10 389
	Semaine 03	67,0	1,54	110 732	9 268
	Semaine 04	67,0	1,56	116 303	3 697
Avril	Semaine 01	66,0	1,55	116 250	3 750
	Semaine 02	67,0	1,56	114 474	5 526
	Semaine 03	67,0	1,56	117 590	2 410
	Semaine 04	67,0	1,57	117 034	2 966

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

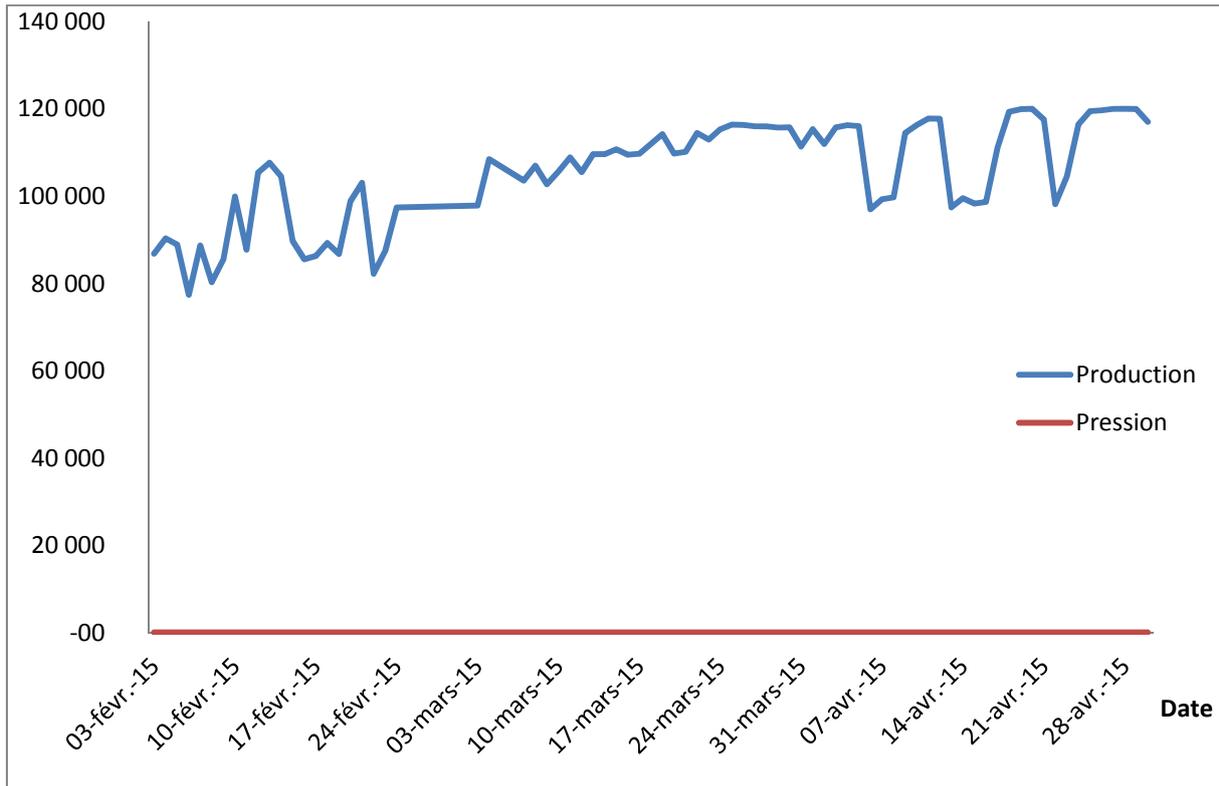


Figure II.10: Evolution de la production a une pression constante.

On remarque que la production est variable a une pression presque constante (pression d'entrée entre $66 < P_{\text{entrée}} < 68$ bar) sachant qu'on a trié la série de tel façon que seul les valeurs associées à des conditions de fonctionnement normales sont prises (c'est-à-dire que lors qu'on avait par exemple un arrêt d'une étape ou une partie d'étape, la production va diminuer donc on a éliminé les valeurs d'une tel journée pour que la série soit représentative). La variation de la production donne une idée sur la chute de production due au colmatage des membranes dans la station de Fouka.

II.6.2- Le SDI5 et le SDI15:

On mesure le SDI dans des différentes étapes du dessalement afin d'avoir une idée sur le pouvoir colmatant de l'eau, on note que le SDI5 est la mesure effectuée pour l'eau brute et la SDI15 la mesure effectuée pour l'eau filtrée.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

Tableau II.05 : L'évolution du SDI5 et SDI15.

Date	Semaine	SDI5	SDI15	Date	Semaine	SDI5	SDI15	Norme
Février 2015	Semaine 1	12,8	1,14	Février 2016	Semaine 1	14,3	2,42	5
	Semaine 2	10,2	1,02		Semaine 2	15,1	2,9	5
	Semaine 3	10,5	1,07		Semaine 3	14,69	2,08	5
	Semaine 4	7,2	1,07		Semaine 4	16,37	2,22	5
Mars 2015	Semaine 1	12,2	0,91	Mars 2016	Semaine 1	17,54	2,14	5
	Semaine 2	12,6	1,04		Semaine 2	14,4	2,14	5
	Semaine 3	13,6	0,88		Semaine 3	14,8	1,93	5
	Semaine 4	11,7	1,07		Semaine 4	14,5	2,02	5
Avril 2015	Semaine 1	9,5	1,11	Avril 2016	Semaine 1	15,6	2,21	5
	Semaine 2	11,41	1,14		Semaine 2	17,7	2,32	5
	Semaine 3	12,55	1,04		Semaine 3	14,3	2,09	5
	Semaine 4	13,84	1,01		Semaine 4	15,2	1,97	5



Figure II.11: Comparaison du SDI 5 de l'année 2015 et 2016.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

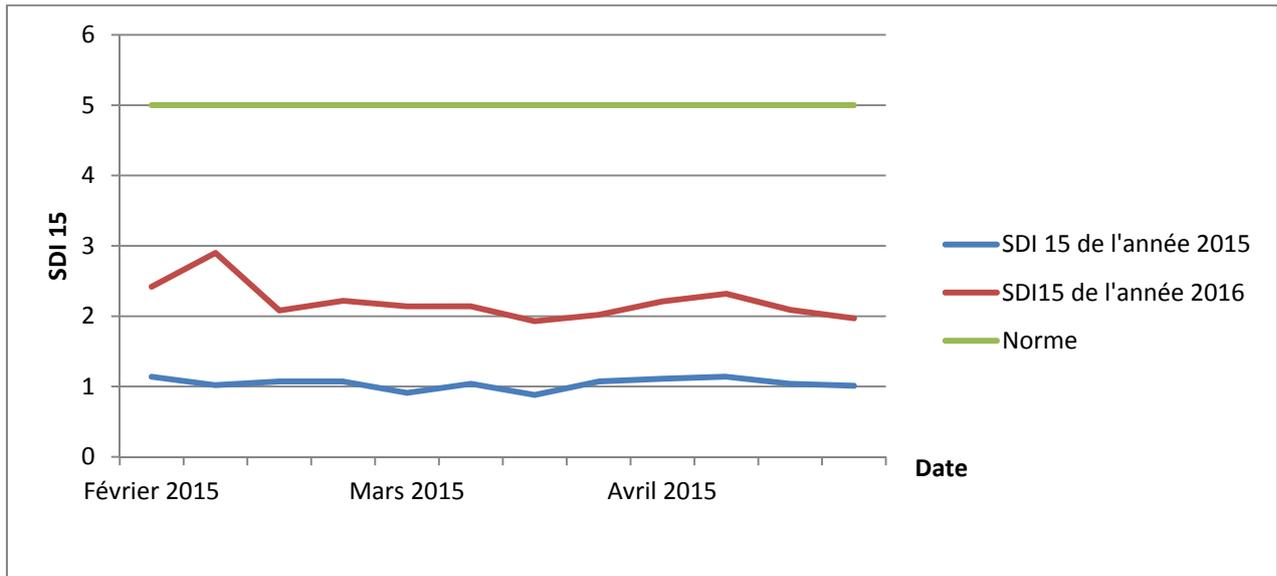


Figure II.12: Comparaison du SDI 15 de l'année 2015 et 2016.

On remarque que l'eau de mer a des valeurs variables du SDI₁₅ qui sont supérieures à la norme fixée à 5, ce qui indique que l'eau de mer prélevée par la station de Fouka a un pouvoir colmatant sur les membranes d'osmose inverse, ce qui exige un prétraitement afin de réduire ces valeurs à une valeur inférieure à 5 pour la protection des membranes.

Le SDI₁₅ est déterminé pour l'eau filtrée afin d'établir un suivi des performances des prétraitements adaptés. Les prétraitements de la station de dessalement ont permis de ramener le SDI₁₅ à une valeur inférieure à 5, ce qui est exigé pour assurer la protection des membranes contre l'encrassement rapide, étant donné que toutes les valeurs du SDI₁₅ sont inférieures à ce seuil, cela traduit aussi une performance du prétraitement. Sachant que les valeurs de l'année 2016 sont supérieures par rapport aux valeurs enregistrées en 2015 dans la même période.

II.6.3 Le taux de conversion :

Le taux de conversion est la fraction de liquide qui traverse la membrane. Dans la figure 13, on remarque que le taux de conversion est variable avec le temps car les caractéristiques des membranes sont aussi variables du au phénomène de colmatage, le taux de conversion au début du mois de mars connaît une chute qu'on peut l'expliquer par l'augmentation de la couche colmatante sur les membranes d'osmose inverse.

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

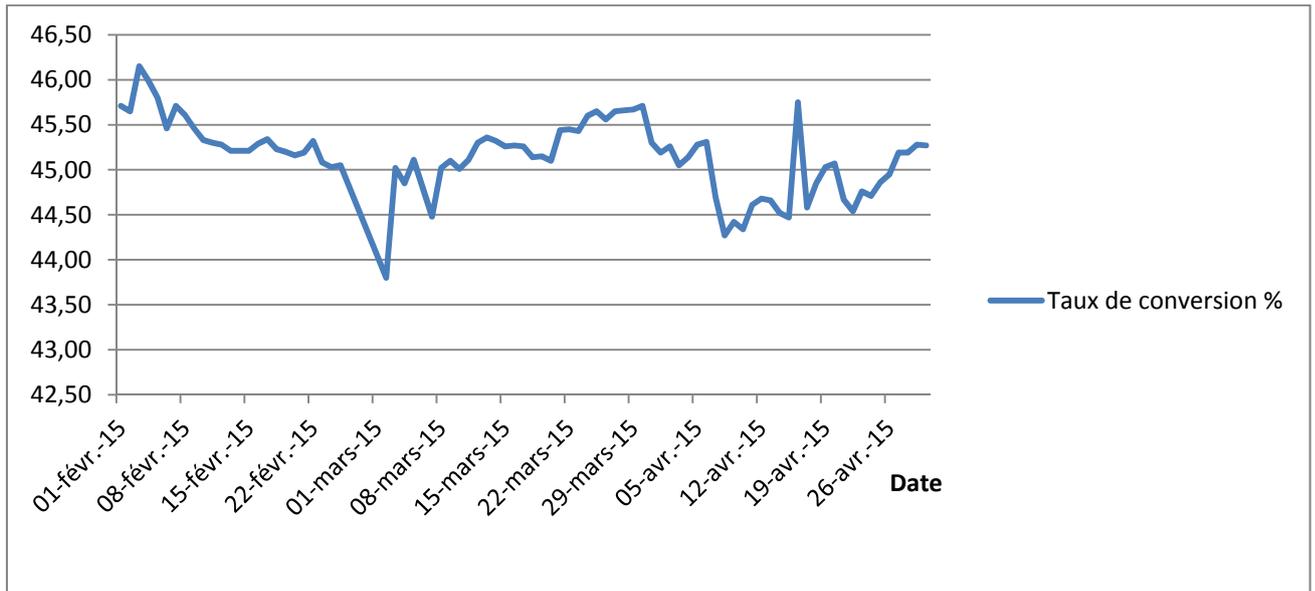


Figure II-13: L'évolution du taux de conversion.

II.7- Solutions envisagées pour améliorer la résistance au colmatage des membranes :

Plusieurs solutions sont envisagées :

II.7.1- Développement de membranes à potentiel zéta neutre :

Le but est de développer de membranes à potentiel zéta neutre quel que soit la valeur du pH. Ceci est obtenu en remplaçant le résiduel d'acide carboxylique (Pz -) par un groupement aminé résiduel à Pz neutre aux valeurs de pH généralement adoptées. Il s'agit de membranes en polyamide-urée [12].

II.7.2- Amélioration des caractéristiques surfaciques des membranes :

Contrairement aux membranes en acétate de cellulose, les membranes en polyamide ont une surface assez rugueuse, facilitant l'accrochage et le dépôt de matières colmatantes, diminuant les forces de cisaillement du flux tangentiel et l'efficacité des lavages.

II.7.3- Augmentation de la résistance chimique :

Il est rappelé que les membranes sont très sensibles aux oxydants notamment le chlore, ce qui nécessite une déchloration de l'eau d'alimentation ayant subi une préchloration afin de réduire l'activité biologique. Cette déchloration ne permet donc pas de maintenir un environnement biocide dans l'étage membranaire. En développant des membranes tolérantes au chlore cet inconvénient peut être éliminé ce qui permet de protéger les membranes contre

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

le bio-fouling. La résistance aux oxydants est obtenue en modifiant les groupements chimiques des constituants de la couche sélective.

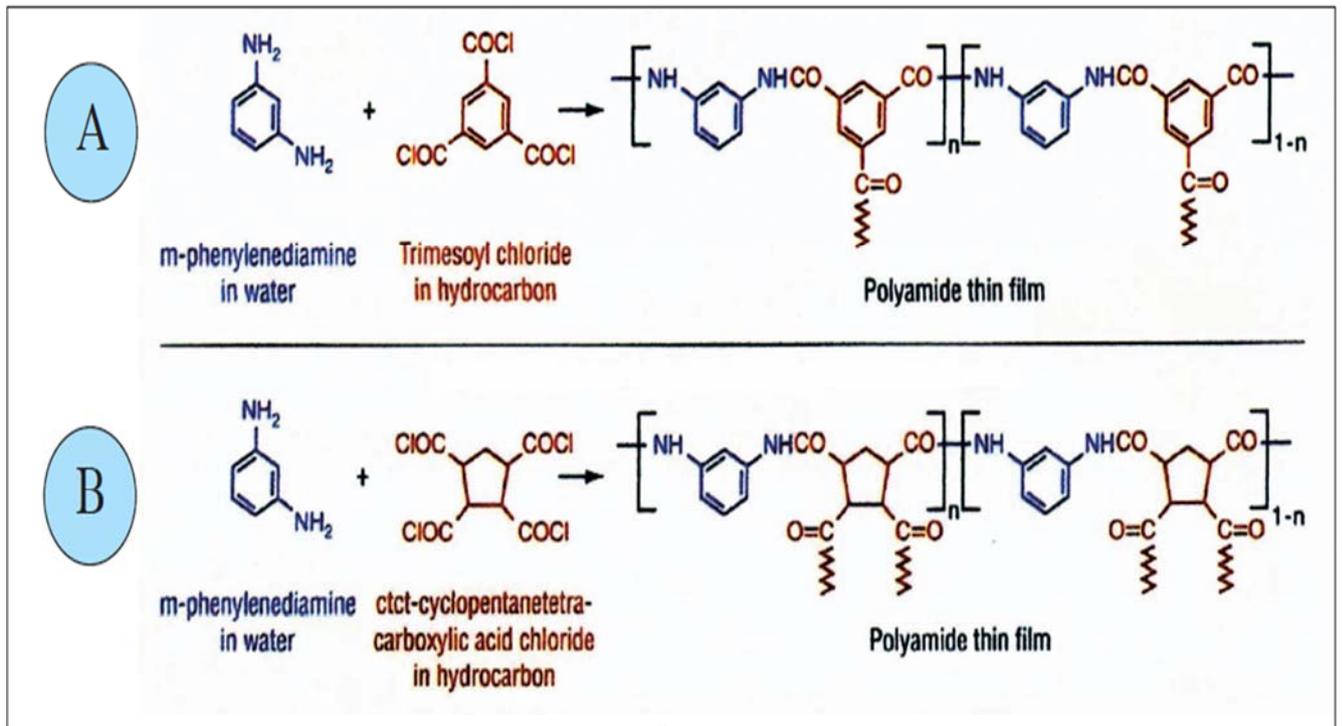


Figure II.14: Schéma d'un groupement chimique de membranes ne résistant pas au chlore (A) et de membranes résistant au chlore (B) [12].

II.7.4- la minoration d'usage des produits chimiques dans le nettoyage :

Développement de méthodes de nettoyage des membranes minorant l'usage des produits chimiques. L'utilisation de produits chimiques pour le nettoyage périodique des membranes présente les inconvénients suivants :

- impact sur l'environnement ;
- mise à l'arrêt de tout ou partie de l'étage membranaire pendant une durée assez longue ;
- diminution de la durée de vie des membranes en cas de nettoyages fréquents ;
- coût d'investissements importants pour le poste de nettoyage en place et pour les circuits de distribution et de retour des solutions recyclées ;
- manipulation de produits dangereux.

Sur la base du principe de l'osmose naturelle qui tend à diluer une solution saline par de l'eau ayant une salinité moins élevée, les deux solutions étant séparées par une membrane semi-perméable, il a été expérimenté une méthode de nettoyage faisant appel à une solution

Chapitre 2 :
LE COLMATAGE DES MEMBRANES D'OSMOSE INVERSE

concentrée de chlorure de sodium injectée périodiquement dans le circuit d'alimentation. En se déplaçant le front très salin (pression osmotique : 200 bar) va provoquer le passage du perméat vers la zone d'alimentation - concentration et provoquer ainsi le décollement des dépôts et leur entraînement dans le flux. Ce procédé de nettoyage présente les avantages suivants:

- Le chlorure de sodium est un produit non dangereux et dont l'impact sur l'environnement est négligeable [14] ;
- facilité de mise en œuvre (injection en ligne dans la conduite d'alimentation) ;
- Les valeurs du pH de la solution sont proche de 8 et donc sans influence sur la durée de vie des membranes;
- Il permet surtout d'effectuer des nettoyages préventifs permettant d'éviter le développement des dépôts et d'espacer les nettoyages chimiques.

II.8- Conclusion :

Le colmatage des membranes d'osmose inverse est un problème inévitable dans les stations de dessalement et pour rendre aux membranes leurs caractéristique initiales, ils doivent fréquemment subir des procédures de nettoyage afin d'éliminer le colmatage qui découle de la filtration membranaire. Ces nettoyages sont responsables d'une accélération du vieillissement des matériaux qui ont un impact direct sur les performances techniques et économiques des procédés membranaires.

La pérennité de ces derniers passe par l'identification des principaux facteurs responsables du vieillissement et par conséquent du colmatage qui est responsable de ce vieillissement et par la compréhension des mécanismes qui le régissent.

Donc il est très important de bien connaître les facteurs influençant le colmatage afin de développer des stratégies visant à minimiser ce phénomène et ainsi réduire les coûts d'exploitation et d'augmenter la durée de vie des membranes et par la suite des stations de dessalement.

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

III.1- Introduction :

Les pompes haute-pression d'alimentation des membrane d'osmose inverse destinés au dessalement de l'eau de mer, ainsi que les dispositifs de récupération de l'énergie hydraulique du concentrât qui y sont associés, représentent des postes très importants dans la conception des usines de dessalement, tant du point de vue de l'investissement, que de celui de l'énergie électrique nécessaire à leur fonctionnement car près de la moitié du coût d'exploitation des usines de dessalement d'eau de mer est représentée par le poste "énergie électrique" et la majorité de cette énergie est absorbée par le seul dispositif de mise en pression des membranes, d'où son importance dans la structure du prix du m³ d'eau douce produit. On a donc toujours recherché des gains au niveau des besoins en énergie électrique du dispositif d'alimentation haute-pression, en intervenant notamment sur l'amélioration des rendements des pompes, des moteurs électriques et des dispositifs de récupération de l'énergie hydraulique du concentrât. Les pompes et les moteurs électriques ont atteint aujourd'hui des rendements qui ne peuvent plus évoluer d'une manière significative, mais il convient néanmoins de faire le bon choix au niveau du type de pompe à employer et de celui du système de récupération de l'énergie hydraulique du concentrât à leur associer.

III.2- Les différents types de Pompe :

Pour obtenir une productivité acceptable économiquement des membranes d'OI, la pression d'alimentation doit être de l'ordre de 65 bar (de 56 à 80 bar). La mise en pression est assurée, soit par :

- les pompes centrifuges : le mouvement du liquide résulte de l'accroissement d'énergie qui lui est communiqué par la force centrifuge.
- les pompes volumétriques : l'écoulement résulte de la variation d'une capacité occupée par le liquide. Il faut noter que les pompes volumétriques étant plutôt adaptées aux faibles débits, (débits < à 100 m³ /h) [15].

III.3-Détermination des caractéristiques hydrauliques et électriques des groupes d'alimentation haute-pression :

Les dispositifs d'alimentation haute-pression des membranes d'osmose inverse doivent permettre d'assurer un débit d'eau à une pression donnée, tout en absorbant le minimum d'énergie.

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

III.3.1- Le Débit :

Le débit d'alimentation (Qf) est en fonction :

- de la capacité de production désirée d'eau douce (Qp),
- du facteur de conversion (Y) qui est égal au rapport du débit produit (Qp) sur le débit d'alimentation (Qf), Y étant exprimé en %,

$$Q_f = 100 Q_p \cdot Y^{-1} \dots\dots\dots (3.1)$$

$$= 100 \times 120000 \times (1/45)$$

$$= 266667 \text{ m}^3/\text{j}$$

La valeur du facteur de conversion se situe généralement entre 40 % et 50 % pour les usines de dessalement d'eau de mer (dans le cas de la station de dessalement de Fouka la conversion est de l'ordre de 45%).

III.3.2- La Pression :

Le débit d'alimentation doit être fourni aux membranes à une certaine pression, qui dépend essentiellement :

- de la minéralisation de l'eau, et donc de sa pression osmotique,
- de sa température, et donc de sa viscosité
- de l'origine des membranes (fabricant, matériau, ...),
- de l'âge des membranes : celles-ci se compactant dans le temps, la pression doit être augmentée pour maintenir un flux transversier constant,
- du facteur de conversion. Les fabricants de membranes d'osmose inverse mettent à la disposition des concepteurs d'usines de dessalement des logiciels de dimensionnement permettant notamment de déterminer la pression nette d'alimentation.

Pour permettre à l'eau de traverser les membranes, il faut que la pression d'alimentation soit supérieure à sa pression osmotique. Plus la pression d'alimentation sera élevée, plus le flux transmembranaire sera important. Au-delà de la valeur de la pression osmotique, le débit est directement proportionnel à la pression nette d'alimentation, celle-ci étant limitée par la

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

résistance mécanique des membranes, les valeurs de la pression d'alimentation se situent dans la gamme 60 à 80 bar sachant que La pression osmotique d'une eau de mer standard (36 g/l pour l'océan atlantique) étant d'environ 28 bar, les pressions d'alimentation des modules sont en moyenne égales à environ 2,5 fois la pression osmotique. A la pression nette d'alimentation, il convient d'ajouter :

- les pertes de charge dans les tuyauteries de liaison et les collecteurs, entre pompes et modules,
- les pertes de charge dans les accessoires de tuyauterie et de régulation,
- la contre-pression existante en sortie du perméat, due aux pertes de charge dans les tuyauteries aval et à la hauteur d'élévation entre les modules et le réservoir de stockage de l'eau traitée,
- les pertes de charge induites par le colmatage non permanent des membranes, colmatage intervenant entre deux nettoyages chimiques.

Dans le cas de la station de dessalement de Fouka la pression différentielle appliqué est de l'ordre de 66 bar dans les conditions normales d'utilisation.

III.3.3 La Puissances :

Connaissant le débit et la pression d'alimentation nécessaires, il peut être choisi la pompe définie par ces caractéristiques hydrauliques donnée par la formule suivante:

$$Pa (Kw) = 981 Q_f (m^3 /s).P (m).....(3.2)$$

$$= 2271 Kw$$

Avec : Q_f = débit d'alimentation ;

P = pression fournie par la pompe ;

III.4- Les critères de Choix d'une pompe :

Les critères de choix du type de pompe sont :

- ✓ Assurer le débit appelé Q_f et la hauteur H_{MT} ;
- ✓ Meilleur rendement ;

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

- ✓ Vérifier la condition de non cavitation par la vérification de la condition suivante **(NPSH) d > (NPSH) r** ou Le NPSH requis (charge nette disponible en amont des pompes) est une donnée imposée par le constructeur, pour un modèle de pompe donné et le NPSH disponible dépend des caractéristiques des installations
- ✓ Encombrement et poids les plus faibles ;
- ✓ Vitesse de rotation la plus élevée ;
- ✓ Puissance absorbée minimale ;

III.5- La fiche technique des pompes de la station de dessalement de Fouka :

III.5.1- Caractéristique générale :

- ✓ Quantité : 6
- ✓ Tag : PU-311 A/B/C/D/E/F
- ✓ Type : Pompe horizontal, chambre divisé axialement, multi étape ou pompe Segmentée radiale
- ✓ Fournisseur : **FLOWSERVE**
- ✓ Modèle de la pompe : **8x15DMX-4**



Figure III.01 : La pompe haute pression au niveau de la station de Fouka.

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

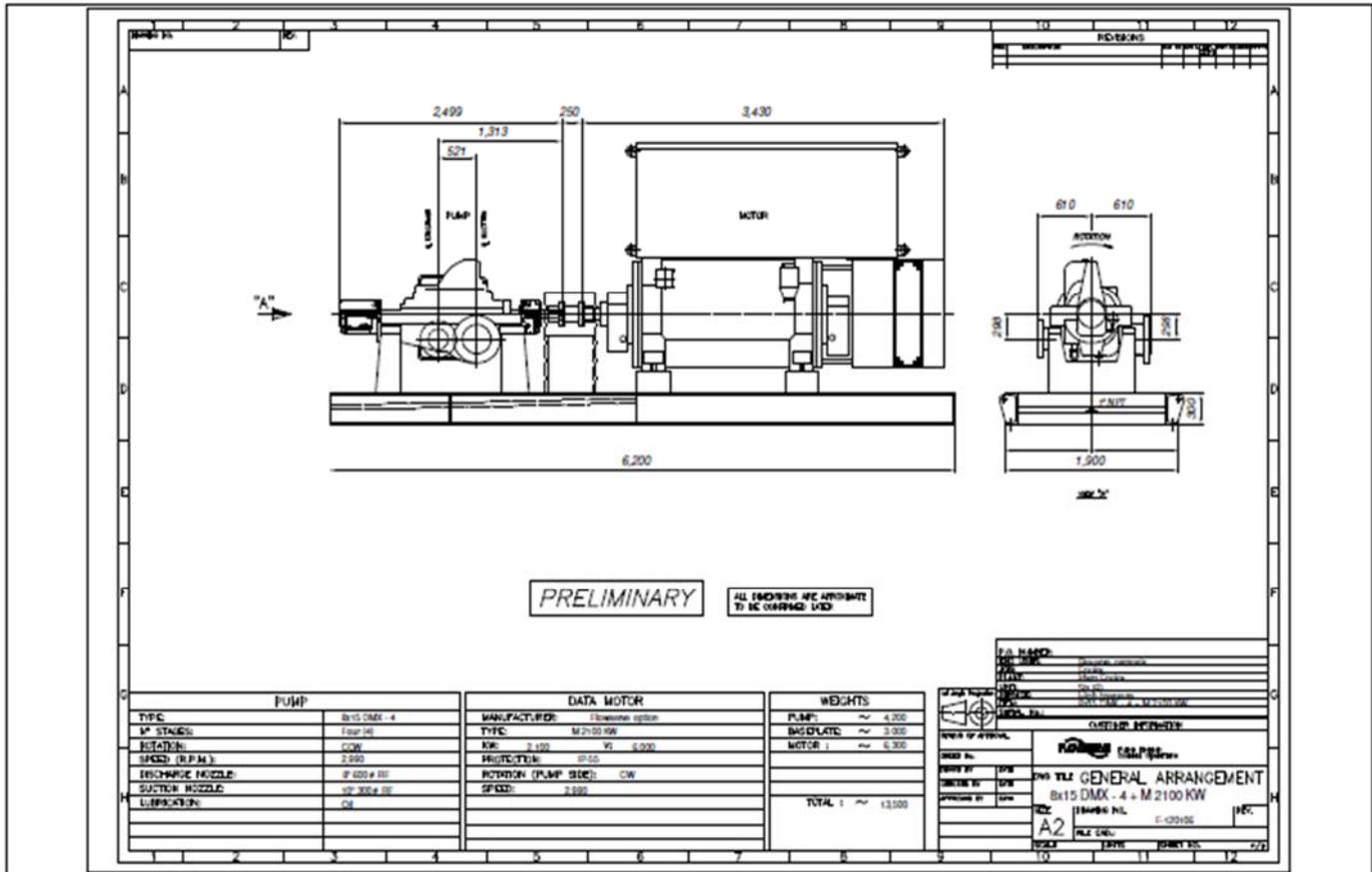


Figure III.02 : Une coupe de la pompe haute pression.

III.5.2- Caractéristique de service:

- ✓ Débit de La pompe Haute pression: 1851 m³/h
- ✓ Pression différentielle : 66 bar
- ✓ Pression d'aspiration min : 2 bar
- ✓ Pression aspiration max : 4 bar
- ✓ Rendement nominal : 85 %
- ✓ Vitesse : 3000 r.p.m.
- ✓ Puissance absorbée : 1851 kW.
- ✓ Vitesse variable : Non

III.5.3- Caractéristiques constructives :

- ✓ Poids de la pompe : 13500 Kg.
- ✓ Courbe caractéristique : Oui
- ✓ Tolérance : ISO 9906

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

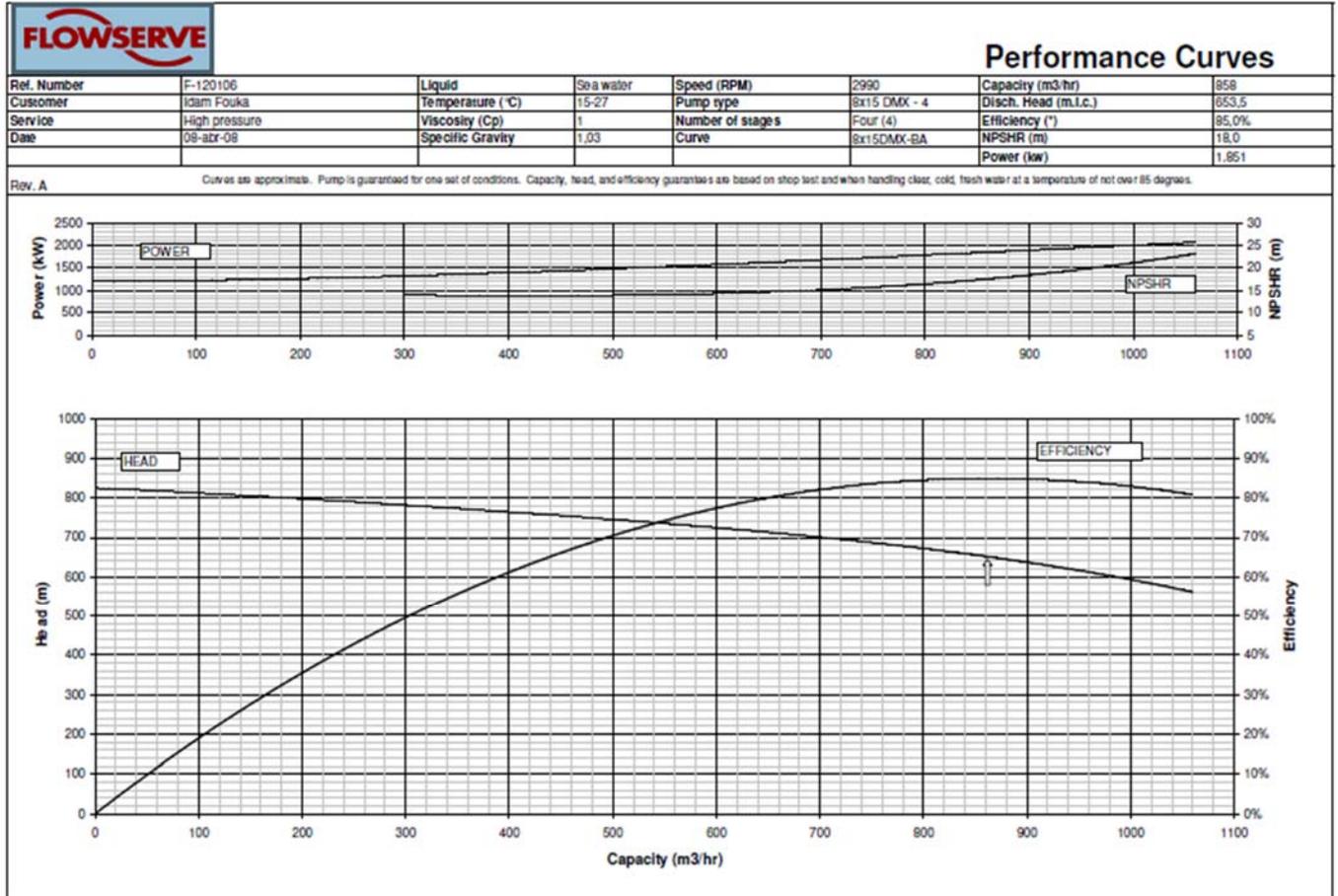


Figure III.03 : Les courbes caractéristiques de la Pompe.

III.5.4- Conditions d'opération :

- ✓ Service : Alimentation de OI
- ✓ Fluide : Eau de mer
- ✓ Opération : Continu
- ✓ Température du fluide : 15°C à 27 °C
- ✓ Température ambiante : 45°C
- ✓ Contenu des solides : 0 ppm
- ✓ Salinité : 36000-38000 mg/l
- ✓ Densité : 1030 kg/m³

III.5.5- Connexion aspiration :

- ✓ Taille / Type : 10 ”
- ✓ Pression nominale : PN16
- ✓ Position : Radial

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

III.5.6- Connexion REFOULEMENT :

- ✓ Taille / Type : 8 ”
- ✓ Norme : ANSI R.F
- ✓ Position : Radial

III.5.7 Moteur électrique:

- ✓ Type : Electric
- ✓ Puissance : 2050 Kw
- ✓ Rendement : >97%
- ✓ Vitesse variable : Non
- ✓ Vitesse du moteur : 3000 rpm
- ✓ Voltage et fréquence : 6000 V/ 50Hz
- ✓ Type d’actionnement : Couple direct.
- ✓ Direction de montage : Horizontal
- ✓ Courent en plein charge : 238 A
- ✓ Température de calcul : 45 °c

III.6- Le système de récupération d’énergie :

Il existe actuellement deux systèmes de récupération de l'énergie hydraulique :

A- Les turbines couplées directement aux pompes HP.

B- échangeurs de pression, considéré le système présentant le meilleur rendement.

Dans le cas de la station de Fouka la récupération d’énergie de saumure produite pendant le procédé d’osmose se fait grâce à des échangeurs de pression car ces derniers sont plus efficaces par rapport aux turbines (figure III.04).

Pour une conversion de 45% (Cas de la station de Fouka), 55% du débit d’alimentation sera rejeté comme concentrât à pression élevée. Donc le concentrât a une énergie hydraulique importante (pression disponible du concentrât = pression d’alimentation – perte de charge en fonction du nombre d’éléments par tube de pression ‘environ 4 bar’), grâce au système de récupération d’énergie, il est possible de réutiliser cette l’énergie où elle va être transmise à une partie de l'eau d'alimentation.

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA



Figure III.04 : Le système de récupération d'énergie de la station de Fouka.

III.6.1- Le principe de fonctionnement d'un récupérateur d'énergie :

Un échangeur de pression comporte 04 conduites : 02 entrées (entrée du concentrât à haute pression, et entrée d'alimentation à faible pression) et 02 sorties (sortie alimentation à haute pression, et sortie concentrât à faible pression). En pratique l'opération se fait en deux phases comme suit :

-le concentrât à haute pression est injecté dans la chambre du rotor (l'alimentation à base pression est déjà dans la chambre), il comprime l'alimentation et la refoule vers la sortie HP (le concentrât devient à faible pression).

-l'alimentation à faible pression entre dans la chambre (la chambre est déjà plein de concentrât à faible pression), elle le refoule à la sortie rejet.

Il est à remarquer que ce système permet de réduire la taille de la pompe haute-pression.

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

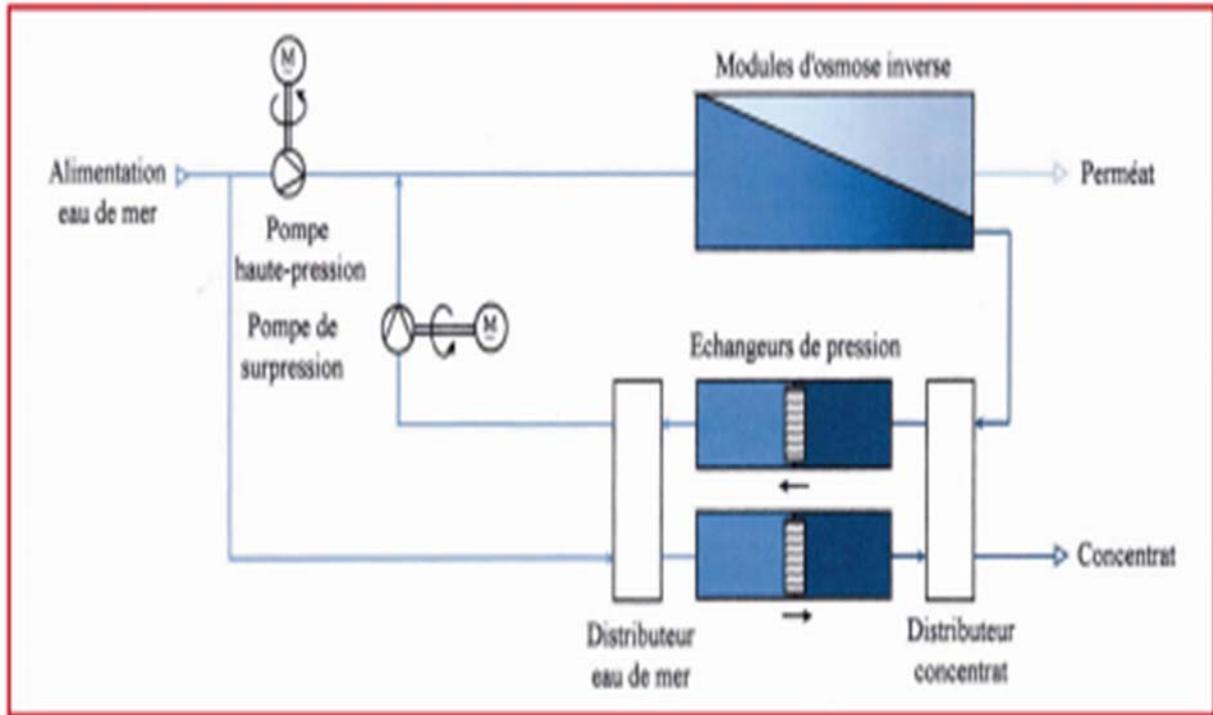


Figure III.05 : Le principe de fonctionnement d'un échangeur de pression [15].

III.6.2 La Puissance hydraulique du concentrât :

En fonction de la valeur du facteur de conversion, un certain débit (Q_c) est évacué à l'égout,

$$Q_c = (100 - Y)/100 \times Q_f \dots\dots\dots(3.3)$$

$$= (100 - 45)/100 \times 266667$$

$$= 146667 \text{ m}^3/\text{j}$$

Ce débit est évacué à une certaine pression (P_c) qui est égale à la pression nette (P_n) d'alimentation des modules d'osmose inverse, à laquelle il a été retranché la perte de charge engendrée par la traversée des modules (Δp),

Soit :

$$P_c = P_n - \Delta p \dots\dots\dots (3.4)$$

$$= 66 \text{ bar}$$

On peut tirer de ce bilan la puissance hydraulique pouvant être récupérée au niveau du concentrât P_r , en prenant en compte le rendement (η) du système de récupération :

Chapitre 3 :
LA PARTIE HAUTE PRESSION DE LA STATION DE FOUKA

$$Pr = 981 Qc (m^3/s) Pc (m) \eta t \dots\dots\dots (3.5)$$

$$= 989 Kw$$

Le rendement des systèmes de récupération existants varie de 60 à 90 %.

En reprenant le cas de la station de Fouka, la pression différentielle est de l'ordre de 66 bar et $\eta t = 90 \%$, la puissance hydraulique du concentrât est égale à 989 kW, soit 44 % de la puissance nécessaire à l'alimentation des membranes d'osmose inverse.

III.7- Conclusion :

Après avoir déterminé les caractéristiques hydrauliques du dispositif d'alimentation des modules d'osmose inverse destinés au dessalement de l'eau de mer, il convient de faire le bon choix quant au type de pompe haute pression à adopter, mais aussi quant à celui du dispositif de récupération de l'énergie hydraulique du concentrât à y associer. Si le choix est assez large pour les petites et moyennes capacités, il est très restreint pour les débits importants, car il se résume à des pompes centrifuges, associées à des récupérateurs d'énergie. Les critères de choix à prendre en compte concernent, pour l'ensemble du dispositif alimentation-récupération, les rendements, l'encombrement et le poids, pour certaines applications, la métallurgie, sans négliger les coûts des équipements qui sont absolument variables d'une marque à l'autre.

Conclusion générale

Le choix d'une membrane d'osmose inverse représente une étape très importante dans un projet d'une station de dessalement car du jour à l'autre le marché des membranes augmente et le choix devient de plus en plus difficile, à travers notre travail nous avons présenté une généralité sur les membranes d'osmose inverse afin de déterminer les critères de choix de ces dernier pour le bon fonctionnement de la station de dessalement.

Durant l'exploitation des stations de dessalement on rencontre quelque problème et le colmatage des membranes est le problème le plus aigu des problèmes rencontrés en filtration membranaire et particulièrement en osmose inverse car il découle de l'accumulation de la matière à la surface des membranes. La conséquence la plus problématique du colmatage est une diminution, parfois extrêmement accentuée, du flux de perméation dans le temps. D'autres conséquences directes ou indirectes du colmatage sont un vieillissement et une diminution de la vie des membranes par des lavages plus fréquents, et donc des consommations de produits chimiques plus importantes et des dépenses supplémentaires d'énergie pour compenser la baisse de perméabilité des membranes d'osmose inverse.

Dans cette étude nous avons identifié des principaux facteurs responsables du colmatage des stations de dessalement et nous avons constaté que la station de dessalement de Fouka subie aussi ce problème car elle a été arrêté plusieurs fois pour la maintenance des racks d'osmose inverse ce qui influence sur la capacité d'eau produit qui est généralement inférieur par rapport à la capacité de la station fixé à 120000 m³/j.

Pour la partie haute pression de la station de dessalement nous avons constaté que le bon choix de celle-ci a une très grande influence dans le plan technico-économique car c'est la partie la plus consommatrice d'énergie. Nous avons constaté aussi que l'ajout d'un système de récupération d'énergie est indispensable dans une station de dessalement car grâce à ce système, il est possible de réutiliser l'énergie de la saumure où elle va être transmise à l'alimentation d'une partie de l'eau ce qui permet de réduire la taille de la pompe haute pression .

Bibliographie :

- [1]: Geismar Noam, Réduction du colmatage membranaire par ozonation et filtration sur charbon actif, 2011
- [2]: Geoffrey M. Geise, Water purification by membranes: The role of polymer science, 2010
- [3]: Etori Axel, Vieillissement chimique de membranes d'osmose inverse.2011
- [4]: www.patricebacchin.fr
- [5]: H.F. Shaalan, Development of fouling control strategies pertinent to Nano filtration membranes, 2002.
- [6]: C. Bouchard, P. Kouadio, D. Ellis, M. Rahni, R. Lebrun, Les procédés à membranes et leurs applications en production d'eau potable, 2000
- [7]: D-M. Ledoux, Procédé et dispositif de polarisation moléculaire dans l'eau, 2000
- [8]: Y.Bessiere, Filtration frontale sur membrane : mise en évidence du volume filtré critique pour l'anticipation et le contrôle du colmatage, Thèse de l'Université Paul Sabatier, Toulouse, 2005
- [9]: Jucker et Clark 1994, Childress et Deshmukh 1998.
- [10]: R.J Wakeman, Preparation technology of organic-inorganic hybrid membrane, Article dans Progress in Chemistry -Beijing-, January 2004.
- [11]: Julie Mendret, Thèse de Doctorat : Mise au point de méthodes de caractérisation du colmatage des membranes, INSA de Toulouse.2007
- [12]: Jean-Michel Desseigne : Microfiltration tangentielle, Mises en œuvre en œnologie 2010.
- [13]: P.Corsin, Etat des développements en matière de dessalement de l'eau de mer par procédé membranaires, 2009
- [14]: www.lenntech.fr/procedes/dessalement/membranes/dessalement/nettoyage/membranes.htm
- [15]: Corsin Pierre, Dessalement de l'eau de mer par osmose inverse: les vrais besoins en énergie, l'eau, l'industrie (2005).
- [16] : www.gls.fr

ANNEXES

Annexe N°1 : **PERTE DE CHARGE TUYAUX HAUTE PRESSION**

USINE DE DESSALEMENT DE FOUKA

PERTE DE CHARGE TUYAUX HAUTE PRESSION



100258-C-31-0001

Version	Rev6	21/06/2008	Ch'd				RPM	Appvd	MM				
Element	Q1(m3/h)	Q2(m3/h)	L (mm)	Ø1(mm)	Ø2(mm)	C, k	Angulo apertura	K	S1(m2)	S2 (m2)	V1 (m/s)	V2 (m/s)	J (m.c.l.)
Perte de charge de la pompe d'haute pression aux racks OI													10,582
Cône divergent	860	860	290	250	300	---	---	---	0,0491	0,0707	4,8666	3,3796	0,1391
Coude	860	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	3,3796	---	0,1668
Tuyau	860	---	400	300	---	110	---	---	0,0707	---	3,3796	---	0,0175
Coude	860	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	3,3796	---	0,1668
Tuyau	860	---	5000	300	---	110	---	---	0,0707	---	3,3796	---	0,2192
Anti retour	860	---	---	300	---	---	---	1,7000	0,0707	---	3,3796	---	0,9906
Cône convergent	860	860	290	300	250	110	9,9	0,0280	0,0707	0,0491	3,3796	4,8666	0,0368
Vanne de Boisseau	860	---	---	250	---	---	---	1795,0000	0,0491	---	4,8666	---	2,2955
Cône divergent	860	860	376	250	400	---	---	---	0,0491	0,1257	4,8666	1,9010	0,3214
branchement d'amenée (rectiligne)	1870	860	---	400	400	---	---	0,46	0,1257	0,1257	4,1326	1,9010	0,4008
T derivation Simetrique	1870	1246	---	400	400	---	---	1,1333333	0,1257	0,1257	4,1326	2,7551	0,9875
Tuyau	1246	---	2200	400	---	110	---	---	0,1257	---	2,7551	---	0,0472
Branchement de départ (rectiligne)	1246	623	---	400	250	---	---	0,1024	0,1257	0,0491	2,7551	3,5265	0,0397
Reducción	623	623,1884	376	400	300	110	15,1	0,0700	0,1257	0,0707	1,3775	2,4490	0,0116
Tuyau	623	---	3300	300	---	110	---	---	0,0707	---	2,4490	---	0,0797
Derivation départ Branche	623	623	---	300	250	---	---	1,45	0,0707	0,0491	2,4490	3,5265	0,4437
Tuyau	623	---	300	250	---	110	---	---	0,0491	---	3,5265	---	0,0176
Vanne de Boisseau	623	---	---	250	---	---	---	1795,0000	0,0491	---	3,5265	---	1,2053
Branchement de départ (rectiligne)	623	104	---	250	100	---	---	0,0124	0,0491	0,0079	3,5265	3,6735	0,0079
Tuyau	519	---	1000	250	---	110	---	---	0,0491	---	2,9388	---	0,0419
Branchement de départ (rectiligne)	519	104	---	250	100	---	---	0,0175	0,0491	0,0079	2,9388	3,6735	0,0077
Tuyau	519	---	1000	250	---	110	---	---	0,0491	---	2,9388	---	0,0419
Derivacion de llegada derivacion	519	104	---	250	100	---	---	1,2	0,0491	0,0079	2,9388	3,6735	0,5288
Tuyau	415	---	1000	250	---	110	---	---	0,0491	---	2,3510	---	0,0277
Derivacion de llegada derivacion	415	104	---	250	100	---	---	1,2	0,0491	0,0079	2,3510	3,6735	0,3384
Cône convergent	312	312	151	250	200	110	18,80156008	0,0700	0,0491	0,0314	1,7633	2,7551	0,0155
Tuyau	312	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	2,7551	---	0,0482
Branchement de départ (rectiligne)	312	104	---	200	100	---	---	0,0466	0,0314	0,0079	2,7551	3,6735	0,0181
Tuyau	208	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	1,8367	---	0,0228
Branchement de départ (rectiligne)	208	104	---	200	100	---	---	0,1024	0,0314	0,0079	1,8367	3,6735	0,0176
Coude	104	---	---	100	---	---	90	0,2863	0,0079	---	3,6735	---	0,1971
Tuyau	104	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	3,6735	---	0,0737
Branchement de départ (rectiligne)	104	17,3	---	100	50	---	---	0,0124	0,0079	0,0020	3,6735	2,4490	0,0085
Tuyau	87	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	3,0612	---	0,0526
Branchement de départ (rectiligne)	87	17,3	---	100	50	---	---	0,0175	0,0079	0,0020	3,0612	2,4490	0,0084
Tuyau	69	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	2,4490	---	0,0348
Branchement de départ (rectiligne)	69	17,3	---	100	50	---	---	0,0268	0,0079	0,0020	2,4490	2,4490	0,0082

PERTE DE CHARGE TUYAUX HAUTE PRESSION

100258-C-31-0001



Version	Rev6	21/06/2008	Ch'd		RPM	Appvd	MM						
Element	Q1(m3/h)	Q2(m3/h)	L (mm)	Ø1(mm)	Ø2(mm)	C, k	Angulo apertura	K	S1(m2)	S2 (m2)	V1 (m/s)	V2 (m/s)	J (m.c.l.)
Tuyau	52	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	1,8367	---	0,0204
Branchement de départ (rectiligne)	52	17,3	---	100	50	---	---	0,0466	0,0079	0,0020	1,8367	2,4490	0,0080
Tuyau	35	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	1,2245	---	0,0096
Branchement de départ (rectiligne)	35	17,3	---	100	50	---	---	0,1024	0,0079	0,0020	1,2245	2,4490	0,0078
Tuyau	17	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	0,6122	---	0,0027
Branchement de départ (rectiligne)	17	17,3	---	100	50	---	---	0,3993	0,0079	0,0020	0,6122	2,4490	0,0076
Entrée a tube 1	17,3	288,5132	calculé pour une sortie de 2"										1,0209
Entrée a tube 2	7,97	133											0,4179

PERTE DE CHARGE DU RACK OI AU RECUPERATEUR

7,1406

Sortie tube	4,38	73,06259											0,2100
Sortie tube	8,77	146											0,4664
branchement d'amenée (rectiligne)	8,77	8,77	---	100	50	---	---	0,55	0,0079	0,0020	0,3101	1,2403	0,0027
Tuyau	8,77	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	0,3101	---	0,0008
branchement d'amenée (rectiligne)	17,54	8,77	---	100	50	---	---	0,53	0,0079	0,0020	0,6202	1,2403	0,0104
Tuyau	17,54	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	0,6202	---	0,0027
branchement d'amenée (rectiligne)	26,30	8,77	---	100	50	---	---	0,38	0,0079	0,0020	0,9303	1,2403	0,0168
Tuyau	26,30	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	0,9303	---	0,0058
branchement d'amenée (rectiligne)	35,07	8,77	---	100	50	---	---	0,27	0,0079	0,0020	1,2403	1,2403	0,0212
Tuyau	35,07	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	1,2403	---	0,0099
branchement d'amenée (rectiligne)	43,84	8,77	---	100	50	---	---	0,27	0,0079	0,0020	1,5504	1,2403	0,0331
Tuyau	43,84	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	1,5504	---	0,0149
branchement d'amenée (rectiligne)	52,61	8,77	---	100	50	---	---	0,16	0,0079	0,0020	1,8605	1,2403	0,0283
Tuyau	52,61	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	1,8605	---	0,0209
branchement d'amenée (rectiligne)	61,37	8,77	---	100	50	---	---	0,16	0,0079	0,0020	2,1706	1,2403	0,0385
Tuyau	61,37	---	400	100	---	110	---	---	0,0079	---	2,1706	---	0,0278
Derivacion Salida rama	61,37	61,37	---	100	200	---	---	1,45	0,0079	0,0314	2,1706	0,5427	0,3486
Tuyau	61,37	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	0,5427	---	0,0024
branchement d'amenée (rectiligne)	122,75	61,37	---	200	100	---	---	0,53	0,0314	0,0079	1,0853	2,1706	0,0319
Tuyau	122,75	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	1,0853	---	0,0086
branchement d'amenée (rectiligne)	184,12	61,37	---	200	100	---	---	0,38	0,0314	0,0079	1,6280	2,1706	0,0514
Tuyau	184,12	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	1,6280	---	0,0182
branchement d'amenée (rectiligne)	245,49	61,37	---	200	100	---	---	0,27	0,0314	0,0079	2,1706	2,1706	0,0649
Tuyau	245,49	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	2,1706	---	0,0310
branchement d'amenée (rectiligne)	306,86	61,37	---	200	100	---	---	0,16	0,0314	0,0079	2,7133	2,1706	0,0601
Tuyau	306,86	---	1000	200	---	110	---	---	0,0314	---	2,7133	---	0,0469
branchement d'amenée (rectiligne)	368,24	61,37	---	200	100	---	---	0,16	0,0314	0,0079	3,2559	2,1706	0,0865
Vanne de Boisseau	368,24	---	---	200	---	---	---	1196,0000	0,0314	---	3,2559	---	0,9480
branchement d'amenée (branche)	368,24	368,24	---	200	300	---	---	1,2	0,0314	0,0707	3,2559	1,4471	0,6490
Tuyau	368,24	---	3000	300	---	110	---	---	0,0707	---	1,4471	---	0,0273
branchement d'amenée (rectiligne)	698,24	330,00	---	300	250	---	---	0,46	0,0707	0,0491	2,7439	1,8674	0,1767
Tuyau	698,24	---	3000	300	---	110	---	---	0,0707	---	2,7439	---	0,0894

PERTE DE CHARGE TUYAUX HAUTE PRESSION

100258-C-31-0001



Version	Rev6	21/06/2008		Ch'd		RPM	Appvd	MM					
Element	Q1(m3/h)	Q2(m3/h)	L (mm)	Ø1(mm)	Ø2(mm)	C, k	Angulo apertura	K	S1(m2)	S2 (m2)	V1 (m/s)	V2 (m/s)	J (m.c.l.)
branchement d'amenée (rectiligne)	1028,24	330,00	---	300	250	---	---	0,38	0,0707	0,0491	4,0407	1,8674	0,3166
Coude	1028,24	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0407	---	0,2385
Tuyau	1028,24	---	11000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0407	---	0,6715
Coude	1028,24	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0407	---	0,2385
Tuyau	1028,24	---	4000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0407	---	0,2442
Vanne de Boisseau	1028,24	---	---	300	---	---	---	2650,0000	0,0707	---	4,0407	---	1,5055
Coude	1028,24	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0407	---	0,2385
Cône divergent	1028,24	1028,235	334	300	350	---	---	---	0,0707	0,0962	4,0407	2,9687	0,0831
Tuyau	1028,24	---	2000	355,6	---	110	---	---	0,0993	---	2,8759	---	0,0533
PERTE DE CHARGE DU RECUPERATEUR A LA BOOSTER													1,4822
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	2000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,1212
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	4000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,2423
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	2000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,1212
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Cône convergent	1024	1024	290	300	250	110	9,865797424	0,0280	0,0707	0,0491	4,0241	5,7947	0,0514
PERTE DE CHARGE DE LA BOOSTER AUX RACK OI													3,5867
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	1000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,0606
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	2000	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,1212
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Tuyau	1024	---	6500	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,3938
Coude	1024	---	---	300	---	---	90	0,2863	0,0707	---	4,0241	---	0,2365
Retención	1024	---	---	300	---	---	---	1,7000	0,0707	---	4,0241	---	1,4045
Tuyau	1024	---	6500	300	---	110	---	---	0,0707	---	4,0241	---	0,3938
Ampliación	1024	1024	376	300	400	---	---	---	0,0707	0,1257	4,0241	2,2635	0,1465
Derivacion de llegada derivacion	1024	1869,565	---	400	400	---	---	0,46	0,1257	0,1257	2,2635	4,1326	0,1202
Perdida de carga salida PX a Réservoir de lavage													1,4646
Tuyau	1060	---	1000	350	---	100	---	---	0,0962	---	3,0604	---	0,0364
Mariposa	1060	---	---	350	---	---	90	0,2319	0,0962	---	3,0604	---	0,1108
Coude	1060	---	---	350	---	---	90	0,2863	0,0962	---	3,0604	---	0,1368
Derivacion de llegada derivacion	1060	1	---	350	1000	---	---	1,2	0,0962	0,7854	3,0604	0,0004	0,5734
Tuyau	1060	---	13000	1000	---	100	---	---	0,7854	---	0,3749	---	0,0028
branchement d'amenée (rectiligne)	2120	1060	---	1000	350	---	---	0,53	0,7854	0,0962	0,7498	3,0604	0,0152
Tuyau	2120	---	13000	1000	---	100	---	---	0,7854	---	0,7498	---	0,0103

PERTE DE CHARGE TUYAUX HAUTE PRESSION



100258-C-31-0001

Version	Rev6	21/06/2008	Ch'd		RPM	Appvd	MM							
Element	Q1(m3/h)	Q2(m3/h)	L (mm)	Ø1(mm)	Ø2(mm)	C, k	Angulo apertura	K	S1(m2)	S2 (m2)	V1 (m/s)	V2 (m/s)	J (m.c.l.)	
branchement d'amenée (rectiligne)	3180	1060	---	1000	350	---	---	---	0,38	0,7854	0,0962	1,1247	3,0604	0,0245
Tuyau	3180	---	15000	1000	---	100	---	---	---	0,7854	---	1,1247	---	0,0251
Tuyau	3180	---	10000	1000	---	100	---	---	---	0,7854	---	1,1247	---	0,0167
Coude	3180	---	---	1000	---	---	90	---	0,2863	0,7854	---	1,1247	---	0,0185
Tuyau	3180	---	10000	1000	---	100	---	---	---	0,7854	---	1,1247	---	0,0167
branchement d'amenée (rectiligne)	6360	3180	---	1200	1000	---	---	---	0,53	1,1310	0,7854	1,5621	1,1247	0,0660
Tuyau	6360	---	58000	1200	---	100	---	---	---	1,1310	---	1,5621	---	0,1442
Coude	6360	---	---	1200	---	---	90	---	0,2863	1,1310	---	1,5621	---	0,0356
Tuyau	6360	---	38000	1200	---	100	---	---	---	1,1310	---	1,5621	---	0,0945
Entrada depósito	---	6360	---	---	1200	---	---	---	---	---	1,1310	---	1,5621	0,136943397

BASIC DESIGN

RO program licensed to: Florin Vartolomei
 Calculation created by: FV
 Project name: Fouka

HP Pump flow: 1871.3 m3/hr
 Recommended pump press.: 71.2 bar
 Feed pressure: 67.8 bar
 Feedwater Temperature: 14.0 C(57F)
 Feed water pH: 6.9
 Chem dose, ppm (100%): 25.8 H2SO4
 Acidified feed CO2: 20.89
 Average flux rate: 13.6 lm2hr

Permeate flow: 842.00 m3/hr
 Raw water flow: 1871.1 m3/hr
 Permeate recovery: 45.0 %
 Element age: 3.4 years
 Flux decline % per year: 7.0
 Salt passage increase, %/yr: 10.0
 Feed type: Seawater - open intake

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	bar	Element Type	Elem. No.	Array
1-1	842.1	8.7	4.8	13.6	1.05	66.5	0.0	SWC4+Max	1512	216x7

Ion	Raw water		Feed water		Permeate		Concentrate	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	503.7	25.1	503.7	25.1	0.578	0.0	915.3	45.7
Mg	1574.2	129.6	1574.2	129.6	1.807	0.1	2860.7	235.4
Na	11543.5	501.9	11543.5	501.9	63.530	2.8	20936.2	910.3
K	461.6	11.8	461.6	11.8	3.174	0.1	836.7	21.5
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.200	0.0	0.200	0.0	0.000	0.0	0.363	0.0
Sr	8.446	0.2	8.446	0.2	0.010	0.0	15.348	0.4
CO3	4.8	0.2	0.2	0.0	0.000	0.0	0.4	0.0
HCO3	150.5	2.5	127.7	2.1	1.109	0.0	231.3	3.8
SO4	2811.7	58.6	2837.0	59.1	3.427	0.1	5155.3	107.4
Cl	21527.0	607.2	21527.0	607.2	103.907	2.9	39055.0	1101.7
F	1.3	0.1	1.3	0.1	0.013	0.0	2.4	0.1
NO3	0.1	0.0	0.1	0.0	0.004	0.0	0.2	0.0
B	4.94		4.94		0.788		8.34	
SiO2	1.0		1.0		0.00		1.8	
TDS	38593.0		38590.9		178.3		70019.3	
pH	8.1		6.9		5.2		7.1	

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO4 / Ksp * 100:	27%	27%	58%
SrSO4 / Ksp * 100:	28%	28%	60%
BaSO4 / Ksp * 100:	1077%	1087%	2241%
SiO2 saturation:	1%	1%	2%
Langelier Saturation Index	1.06	-0.25	0.47
Stiff & Davis Saturation Index	0.16	-1.16	-0.50
Ionic strength	0.78	0.78	1.41
Osmotic pressure	27.1 bar	27.1 bar	49.2 bar

These calculations are based on nominal element & component performance when operated on a feed water of acceptable quality. NO GUARANTEE OF SYSTEM PERFORMANCE IS EXPRESSED OR IMPLIED unless provided in writing by Hydranautics.

BASIC DESIGN

RO program licensed to: Florin Vartolomei
 Calculation created by: FV
 Project name: Fouka
 HP Pump flow: 1871.3 m3/hr
 Recommended pump press.: 71.2 bar
 Feed pressure: 67.8 bar
 Feedwater Temperature: 14.0 C(57F)
 Feed water pH: 6.9
 Chem dose, ppm (100%): 25.8 H2SO4
 Acidified feed CO2: 20.89
 Average flux rate: 13.6 lm2hr

Permeate flow: 842.00 m3/hr
 Raw water flow: 1871.1 m3/hr
 Permeate recovery: 45.0 %
 Element age: 3.4 years
 Flux decline % per year: 7.0
 Salt passage increase, %/yr: 10.0
 Feed type: Seawater - open intake

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	bar	Element Type	Elem. No.	Array			
1-1	842.1	8.7	4.8	13.6	1.05	66.5	0.0	SWC4+Max	1512	216x7			
Stg	Elem no.	Feed pres bar	Pres drop bar	Perm flow m3/hr	Perm Flux lm2hr	Beta	Perm sal TDS	Conc osm pres	CaSO4	Concentrate saturation levels			
									SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.	
1-1	1	67.8	0.3	0.9	21.4	1.10	86.5	30.2	31	32	1236	1	-0.1
1-1	2	67.6	0.2	0.8	18.5	1.10	98.0	33.4	35	37	1398	1	0.0
1-1	3	67.3	0.2	0.6	15.7	1.09	110.8	36.7	40	41	1570	1	0.1
1-1	4	67.1	0.2	0.5	13.1	1.08	125.1	40.1	44	46	1745	1	0.2
1-1	5	66.9	0.2	0.4	10.8	1.07	141.4	43.3	49	51	1919	1	0.3
1-1	6	66.7	0.2	0.4	8.8	1.06	158.7	46.4	53	55	2086	1	0.4
1-1	7	66.6	0.1	0.3	7.2	1.05	177.5	49.3	58	60	2243	2	0.5

These calculations are based on nominal element & component performance when operated on a feed water of acceptable quality. NO GUARANTEE OF SYSTEM PERFORMANCE IS EXPRESSED OR IMPLIED unless provided in writing by Hydranautics.