

République Algérienne Démocratique et Populaire

**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la
Recherche Scientifique**

CENTRE UNIVERSITAIRE D'EL-OUED

INSTITUT DES SCIENCES ET TECHNOLOGIE

Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER GÉNIE CHIMIE

Domaine : Sciences et Technologie

Filière : Génie de Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Présenté par : **Hariz Bekkar Youssef et Laib Aoun**

Thème

**Etude et modélisation des procédés
membranaires dans le traitement des eaux
de surface**

Soutenu le 18 septembre 2012

Devant le jury composé de :

Président: Mr. Chaabia Nacer M.A (C.U. D'El-oued)

Examineurs :

Mr. Boudouh issam M.A (C.U. D'El-oued)

Mr. Bougazal Abdalsalam M.A (C.U. D'El-oued)

Rapporteur : Mr. Fadel Ammar M.A (C.U. D'El-oued)

2011/2012

Résumé

Les technologies membranaires sont développées ces dernières années, principalement dans le traitement d'eau potable, cette technologie de séparation fine permet une séparation très poussée.

Dans notre travail, nous avons étudié la possibilité de produire de l'eau potable par les membranes plus microscopiques telles que l'ultrafiltration et la microfiltration avec des membranes de porosité 0,45 μm et 0,8 μm .

Mais reste l'obstacle principal est l'obstruction de ces membranes et pour ce raison l'expiration vie de ces membranes dans les plus brefs délais, pour résoudre ce problème on a étudié l'indicateur du colmatage, en réalisant le modèle de Darcy, le point de départ des membranes blocage de pore au cours les flux de l'eau.

Pour lutter contre le colmatage de la membrane par la matière organique dissoute, nous avons fait un prétraitement d'eau brute par le charbon actif et la bentonite.

Mots clés: séparation membranaire, membranes microscopiques, filtration frontal et tangentielle, colmatage des membranes, indicateurs du colmatage.

ملخص:

تعتبر تقنيات الأغشية الاصطناعية متطورة في السنوات الأخيرة ، خاصة في معالجة المياه الصالحة للشرب ، وتسمح

هذه التقنيات بفصل جد مدعم .

في عملنا هذا درسنا إمكانية إنتاج ماء صالح للشرب بواسطة غشائين: فوق مجهري(ألترافيلتر) جبهوي وعرضي و (ميكروفيلتر)

جبهوي بواسطة أغشية إصطناعية 0.45 ميكرومتر و 0.8 ميكرومتر.

لكن يبقى العائق الرئيسي هو إنسداد هذه الأغشية الإصطناعية بالمواد العضوية المعقدة والتي بسببها ينقضي عمر هذه الاغشية

في أقل وقت ممكن، لذلك تطرقنا لمعالجة هذه المشكلة بدراسة كواشف الانسداد عن طريق تحقيق نموذج دارسي (Darcy)

لمعرفة نقطة بداية انسداد الأغشية خلال تدفق المياه.

للقضاء على ظاهرة إنسداد هذه الأغشية الإصطناعية بالمواد العضوية المعقدة ، قمنا بدراسة المعالجة الأولية للماء الغير النقي

وذلك بإستعمال الفحم النشيط و المادة الطينية.

الكلمات المفتاحية: فصل الأغشية الإصطناعية ، غشاء فوق مجهري ، الترشيح جبهوي وعرضي ، إنسداد الأغشية ، كواشف

الانسداد.

REMERCIEMENTS

Nous remercions tout d'abord dieu le tout puissant qui nous a donné le courage, et la volenté pour accomplir ce travail.

La particulièrement reconnaissant en vers mon promoteur : Mr F.AMMAR pour nous.

Mes remerciements vont également membres de jury.

Nous remercions les étudiants qui nous ont aidé de près ou de loin à la réalisation de cet humble travail.

Nous remercions la communauté universitaire, notamment en génie des procédés.

Nomenclature

Symbole	Grandeur	Unité de mesure
K	perméabilité de la membrane	m^2
n_p	Nombre de pores par unité de surface de membrane	$1/m^2$
S_m	surface spécifique de la membrane	m^{-1}
V	volume du permeal	m^3
r_p	rayon du pore	m
W	la masse du gâteau déposée sur la membrane	Kg
TR	Taux de rétention	%
A	Perméabilité d'une membrane	$m/(s.Pa)$
J_p	Flux de perméation	m/s
J_{p0}	Flux de perméation initial	m/s
Q_p	Débit de perméation	m^3/s
Q_{p0}	Débit de perméation initial	m^3/s
ΔP_m	Pression transmembranaire effective	Pa
S	Surface effective de la membrane	m^2
T	Température du fluide	°C
R_m	Résistance hydraulique d'une membrane	Pa/s/m
K_b	Constante reliée au pouvoir colmatant d'une eau	1/s
t	Temps de filtration	s
V	Volume filtré	m^3
K_s	Constante reliée au pouvoir colmatant d'une eau	$1/m^3$
N^*	Nombre total de pores de la membrane	(-)
K_c	Constante reliée au pouvoir colmatant d'une eau	s/m^6
r_A	Résistance spécifique du gâteau,	m/kg
s	Fraction massique solide dans le colmatage,	(-)
m	Rapport massique entre le gâteau en état humide et en état sec	(-)
I	Indice de colmatage	$1/m^2$
R_{A0}	Résistance qui correspond au colmatage rapide en tout début de filtration assimilée au blocage des pores	Pa/ (s.m)
R_A	Résistance qui correspond au colmatage progressif de la membrane durant la filtration assimilée à la formation d'un gâteau à la surface de la membrane.	Pa/ (s.m)

M_d	Masse totale de colloïdes déposés sur la surface de la membrane	Kg
C_b	Concentration en colloïdes organiques dans le coeur de l'écoulement	Kg/m ³
X	cordonné axiale.	(-)
Y	cordonné transversale (perpendiculaire à la surface de la membrane)	(-)

Lettres grecques

Symbole	Grandeur	Unité de mesure
μ	Viscosité dynamique du fluide	Pa.s
δ	Épaisseur de la membrane	m
$\Delta\pi$	Pression osmotique	Pa
ν	Nombre d'ions résultant de la dissociation d'une molécule de sels (pour des solutés non-dissociables $\nu = 1$)	(-)
ζ	Paramètre qui dépend de la nature de la suspension à filtrer et qui caractérise son pouvoir colmatant	1/m
K_s	Constante reliée au pouvoir colmatant d'une eau	1/m ³
β	Paramètre adimensionnel qui caractérise le pouvoir colmatant de la solution à filtrer pour l'intérieur des pores	(-)
ε	Porosité initiale de la membrane	(-)
ν	Masse volumique du perméat	kg/m ³
τ	Rapport entre les molécules organiques déposées sur la membrane et celles transportées vers la surface de la membrane	(-)
ρ_p	Masse volumique des particules qui forment le gâteau	kg/m ³

SOMMAIRE

REMERCIEMENTS	I
NOMENCLATURE	II
SOMMAIRE	IV
LISTE DES TABLEAUX	VII
LISTE DES FIGURES	IX
INTRODUCTION GENERALE	1

Chapitre I:Etude bibliographique

I.1 Production d'eau potable par les techniques classiques	
I.1.1 Qualités générales des eaux issues de diverses sources d'approvisionnement ...	3
I.1.1.1 Les eaux de pluie	3
I.1.1.2 Les eaux de surface	3
I.1.1.3 Les eaux de souterraines	4
I.1.1.4 Les eaux de mer	4
I.1.2 Procède de traitement classique d'eau de surface.....	5
I.1.2.1 Coagulation et Flocculation.....	6
I.1.2.2 Coagulation.....	6
I.1.2.2.1 Considération physico-chimiques concernant la coagulation.....	6
I.1.2.3 Flocculation.....	6
I.1.2.3.1 Objectifs de la flocculation	7
I.1.2.4 La décantation.....	7
I.1.2.5 La Filtration classique	7
I.1.2.5.1 Buts de la filtration	7
I.1.2.5.2 Loi générale de filtration.....	7
I.1.2.5.3 Les Types des filtres.....	8
I.1.2.6 La Désinfection par le chlore	8
I.1.2.6.1 L'avantage de chloration.....	9
I.1.2.6.2 Désavantage de chloration	9
I.2 Production d'eau potable par les techniques membranaires	
I.2.1 Généralités sur les membranes	10
I.2.2 Définition de la membrane	10
I.3. Classification des procédés membranaires	
I.3.1 Classification des membranes	12
I.3.1.1. Classification d'après le mécanisme de séparation	12
I.3.1.2. Classification d'après la morphologie	13
I.3.1.3. Classification d'après la géométrie de préparation des membranes	14
I.3.1.4. Classification d'après la nature chimique du matériau	14
I.3.2. Caractéristiques des membranes	15
I.3.2.1. Sélectivité d'une membrane	15
I.3.2.2. Perméabilité d'une membrane (A)	17

I.4. Applications des membranes en eau potable	
I.4.1 Microfiltration (MF).....	17
I.4.2 Ultrafiltration (UF)	18
I.4.3 Nanofiltration (NF)	18
I.4.4 Osmose inverse (OI)	19
I.5. Configuration des modules	
I.5.1. Types de modules	20
I.5.1.1. Modules à plaques	20
I.5.1.2. Modules spiralés	20
I.5.1.3. Modules tubulaires	21
I.5.1.4. Modules à fibres creuses	21
I.6. Principes de mise en œuvre des membranes	
I.6.1. Filtration frontale.....	22
I.6.2. Filtration tangentielle	23
I.6.3. Polarisation de concentration	24
I.7. Le colmatage	
I.7.1. Généralités sur le colmatage	25
I.7.2. Facteurs influençant le colmatage des membranes par la MON	27
I.7.2.1. L'effet du pouvoir ionique.....	28
I.7.2.2. L'effet de la présence des cations divalents (Ca^{2+}).....	29
I.7.2.3. L'effet du pH de la solution à filtrer.....	29
I.7.2.4. L'effet du flux de perméation initiale (<i>JP</i>).....	30
I.7.3. Modèles de filtration.....	32
I.7.3.1. Modèle de colmatage par blocage complet des pores.....	32
I.7.3.2. Modèle standard de colmatage par blocage des pores.....	32
I.7.3.2.1. Cinétique du colmatage.....	34
I.7.3.3. Modèle de filtration sur gâteau.....	35
I.7.3.4. Le modèle des résistances en série	35
I.7.4. Indicateurs de colmatage.....	37
I.7.4.1. Standard Density Index (SDI)	37
I.7.4.2. Modified Fouling Index (MFI)	38
I.7.4.3. Modified Fouling Index – Ultrafiltration	41

Chapitre II: Etude expérimentale

II.1 Essais de microfiltration frontale	
II.1.1 L'analyse physico-chimique de l'eau avant la microfiltration au niveau de la station d'Ain zada (Sétif)	43
II.1.2 L'analyse physico-chimique de l'eau avant et après la microfiltration sur les membranes 0.45 μm et 0.8 μm	44
II.1.3. Caractéristiques des membranes utilisées 0.45 μm et 0.8 μm	45
II.1.4 Microfiltration D'eau distillée sur les membranes : (0.45 μm , 0.8 μm)	46
II.1.5 Microfiltration directe (sans prétraitement) d'eau brute sur les membranes 0.45 μm	48
II.1.6 Caractérisation d'une eau par le Silt Density Index (SDI) et Modified Fouling	51
II.1.6.2 Modified Fouling Index (MFI).....	57

II.1.6.2.1 Modèle d'obstruction Standard (standard blocking model (SBM))	59
II.1.6.2.2 Modèle du gâteau filtrant (cake filtration model CFM)	60
II.2 Lutte contre le colmatage des membranes	
II.2.1 Décolmatage de la membrane 0.45 µm par lavage inverse.....	68
II.2.2 Décolmatage de la membrane 0,8 µm par nettoyage chimique périodique	72
II.2.3. Essais d'adsorption.....	74
II.2.3.1 Couplage: adsorption sur bentonite suivi de microfiltration	74
II. 2.3.2 Couplage adsorption sur charbon actif /microfiltration	78
II.3 Essais expérimental d'ultrafiltration	
II.3.1 L'analyse physico-chimique de l'eau avant l'ultrafiltration.....	82
II.3.2. L'analyse physico-chimique de l'eau avant et après l'ultrafiltration sur les membranes utilisé.....	83
II.3.3 Caractéristiques de la membrane PES-10.....	83
II.3.4 Etude les résultats expérimentale dans ultrafiltration frontale (UFF) sur a membrane utilisée.....	85
II.3.5 Etude les résultats expérimentale dans ultrafiltration tangentielle (UFT) sur la membrane utilisée.....	93
II.3.6 Comparaison de pouvoir du colmatage entre le UFF et UFT pour même membrane.....	101
Conclusion générale	102
Bibliographie	104

Liste des tableaux

Tableau (I.1): caractéristiques examinées les eaux de surface.....	3
Tableau (I.2) : Classification des procédés membranaires en fonction de la taille des pores et des espèces retenues.....	13
Tableau (I.3) : Quelques exemples des membranes couramment utilisées.....	15
Tableau (I.4) : Avantages et inconvénients des différents modules.....	22
Tableau (II.1): Paramètres analysés de l'eau avant la microfiltration.....	43
Tableau (II.2): Paramètres analysés de l'eau avant et après la microfiltration.....	44
Tableau (II.3): Caractéristiques des membranes (0.45 μm , 0.8 μm).....	46
Tableau (II. 4) : valeurs des flux d'eau distillée sur les membranes de 0.45 μm et 0.8 μm ...47	
Tableau (II.5): Evolution du flux en fonction du temps, pour les membranes de 0.45 μm et 0.8 μm	48
Tableau (II.6): Evolution des résistances en fonction du temps, pour les membranes de 0.45 μm et 0.8 μm	50
Tableau (II.7): Evolution du volume en fonction du temps pour 0.45 μm	54
Tableau (II.8): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.45 μm	56
Tableau (II.8.1): Evolution de l'inverse du débit en fonction du temps pour 0.45 μm	59
Tableau (II.8.2): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.45 μm	61
Tableau (II. 9): Evolution du volume en fonction du temps pour la membrane de 0.8 μm ...62	
Tableau (II.10): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.8 μm	64
Tableau (II.10.1): Evolution de l'inverse du débit en fonction du temps pour 0.8 μm	66
Tableau (II.10.2): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.8 μm	67
Tableau (II.11) : Valeurs du flux de Décolmatage par lavage inverse sur la membrane 0,45 μm	68
Tableau (II.12): Evolution du volume en fonction du temps pour la membrane de 0.45 μm .69	
Tableau (II.13): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 μm	70
Tableau (II.14): Valeurs du flux de Décolmatage par nettoyage chimique (soude de 1 N) sur la membrane 0.8 μm	72
Tableau (II.15): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.8 μm	73

Tableau (II.16) : les paramètres analysés de l'eau avant la microfiltration.....	74
Tableau (II.17) : les paramètres analysés de l'eau après prétraitement par bentonite.....	74
Tableau (II.18): Valeurs des flux après prétraitement par bentonite sur la membrane de 0.45 μm	75
Tableau (II.19): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 μm	76
Tableau (II.21) : Valeurs des flux après prétraitement par charbon actif.....	78
Tableau (II.22): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 μm	80
Tableau (II.23): Paramètres analysés de l'eau avant ultrafiltration.....	82
Tableau (II.24): Paramètres analysés de l'eau avant et après ultrafiltration.....	83
Tableau (II.25): Caractéristiques des membranes.....	84
Tableau (II.26): Evolution du flux en fonction du temps pour la membrane d'ultrafiltration Frontale.....	85
Tableau (II.27): Evolution du l'inverse de volume en fonction du l'inverse de temps pour la membrane utilisé.....	87
Tableau (II.28): Evolution du flux en fonction du volume pour la membrane d'ultrafiltration Frontale.....	89
Tableau (II.29): Evolution du l'inverse de débit en fonction du volume pour la membrane utilisé.....	91
Tableau (II.30): Evolution du flux en fonction du temps, pour la membrane utilisée.....	93
Tableau (II.31): Evolution du l'inverse de volume en fonction du l'inverse de temps pour la membrane d'ultrafiltration tangentielle.....	95
Tableau (II.32): Evolution du flux en fonction du volume pour la membrane d'ultrafiltration Frontale	97
Tableau (II.33): Evolution du l'inverse de débit en fonction du volume pour la membrane UFT.....	99

Liste des figures

Figure (I.1) : Présentation de la chaîne de traitement classique.....	5
Figure (I.2) : Evolution du flux de perméat en fonction de la PTM pour un fluide pur et un fluide réel	8
Figure (I.3) : Membrane sélective	10
Figure (I.4) : Utilisation de différentes membranes vis-à-vis des tailles des éléments.....	11
Figure (I.5) : Illustration du principe de détermination du seuil de coupure d'une membrane (défini pour un taux de rejet de 0,90)	16
Figure (I.6) : Module à plaques.....	20
Figure (I.7) : Module à membrane spiralée.....	20
Figure (I.8) : Module tubulaire	21
Figure (I.9) : Module à fibres creuses.....	21
Figure (I.10) : Gauche : Schéma de fonctionnement de la filtration frontale ; Droite: Evolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps.....	23
Figure (I.11) : Gauche : Schéma de principe de la filtration tangentielle ; Droite : Evolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps.....	24
Figure (I.12) : Représentation schématique du transport diffusif et convectif des solutés dans la couche de polarisation de concentration d'épaisseur δ	25
Figure (I.13) : Mécanismes de colmatage.....	27
Figure (I. 14) : L'effet du pouvoir ionique sur le colmatage par MON, ajusté par la variation de la concentration en NaCl. Concentration AHA=10mg/l, $J_{p0}=1,04E-5$ m/s, pH=7,95±0,1 (Hong et Elimelech, 1997.....	28
Figure (I.15) : L'effet de la Concentration en Ca^{2+} sur le colmatage par MON. Concentration AHA=10mg/l, pouvoir ionique =10E-2 M, ajusté par la variation de la concentration en NaCl, $J_{p0}=8,24E-6$ m/s, pH=7,95±0,1 (Hong et Elimelech, 1997.....	29
Figure (I.16) : L'effet du pH de la solution sur le colmatage par MON Concentration AHA=10mg/l, pouvoir ionique =10E-2 M, ajusté par la variation de la concentration en NaCl, $J_{p0}=8,24E-6$ m/s, (Hong et Elimelech, 1997.....	30
Figure (I.17) : L'effet du flux de perméation initiale sur colmatage par MON Concentration du AHA=10mg/l, pouvoir ionique =10E-2 M, pH=7,95±0,1 (Hong et Elimelech, 1997).....	31
Figure (I.18) : Les différentes formes du colmatage.....	33

Figure (I.19) : Variation du flux avec le temps en MF et UF d'après.....	34
Figure (I.20) : Les résistances dans le modèle des résistances en série, avec les flux de perméation correspondantes.....	36
Figure (I.21) : Représentation graphique t/V versus V avec la mise en évidence de la pente de la zone linéaire $\tan \alpha$ (Schippers et Verdouw 1980; Boerlage et al., 2003A.....	39
Figure (I.22) : Montage expérimental pour déterminer le MFI-UF	42
Figure (II.1) : Variation du flux de perméation d'eau distillée sur les deux membranes 0,45 μm et 0.8 μm	47
Figure (II.2) : Variation du flux de perméation d'eau brute sur les deux membranes 0,45 μm et 0.8 μm	49
Figure (II.3): Influence de la membrane et de sa mise en œuvre sur la résistance additionnelle en fonction du temps dans le cas de la filtration de l'eau brute.....	51
Figure (II.5) : Schéma de l'appareillage du SDI.....	52
Figure (II.4) : Détermination du SDI pour d'eau brute.....	53
Figure(II.6) : Détermination du SDI pour d'eau brute sur la membrane 0.45 μm	55
Figure(II.7) : Détermination du MFI pour d'eau brute sur la membrane 0.45 μm	58
Figure(II.8) : Validation de modèle (Standard blocking model (SBM)).....	60
Figure(II.9) : Validation de modèle (cake filtration model (CFM)).....	61
Figure (II.10) : Détermination du <i>SDI</i> pour d'eau brute sur la membrane 0.8 μm	63
Figure(II.11) : Détermination du MFI pour d'eau brute sur la membrane 0.8 μm	65
Figure(II.12) : Validation de modèle (standard blocking model (SBM)).....	66
Figure(II.13) : Validation de modèle (cake filtration model (CFM)).....	67
Figure (II.14): Variation du flux de perméat au cours du temps sur une membrane de 0.45 μm après lavage inverse.....	68
Figure (II.15) : Détermination du <i>SDI</i> pour d'eau brute prétraitée par lavage inverse.....	69
Figure(II.16) : Détermination du MFI pour d'eau brute prétraitée par lavage inverse.....	71
Figure (II.17): Variation de flux de perméat au cours du temps sur une membrane de 0.8 μm après nettoyage chimique.....	72
Figure (II.18) : Détermination du MFI pour une d'eau brute prétraitée par nettoyage chimique.....	73
Figure (II.19) : Variation du flux de perméation d'eau brute prétraitée par bentonite sur la membrane de 0.45 μm	76

Figure(II.20) : Détermination du MFI pour d'eau brute prétraitée par bentonite sur la membrane de 0.45 μm	77
Figure (II.21) : Variation du flux de perméation d'eau brute prétraitée par charbon actif.....	79
Figure(II.22) : Détermination du MFI pour d'eau brute prétraitée par charbon actif sur la membrane de 0.45 μm	80
Figure (II.23) : Evolution du pouvoir colmatant pour des eaux brutes en MFF(SDI).....	81
Figure (II.24) : Evolution du pouvoir colmatant pour des eaux brutes en MFF(MFI).....	82
Figure (II.25) : Variation du flux de perméation d'eau brute sur la membrane 0,45 μm	86
Figure (II.26) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de blocage interne des pores, proposés par Hermia (Hermia 1982), équation 19, en UFF.....	88
Figure (II.27) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de la filtration par blocage complet des pores, proposé par Hermia (1982), équation 11, en UFT.....	90
Figure (II.28) : Détermination du MFI-UF pour d'eau brute prétraitée en UFF.....	92
Figure(II.29) : Variation du flux de perméation d'eau brute sur la membrane 0.45 μm ...	94
Figure (II.30) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de blocage interne des pores, proposés par Hermia (Hermia 1982), équation 19, en UFT.....	96
Figure (II.31) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de la filtration par blocage complet des pores, proposé par Hermia (1982), équation 11, dans UFT.....	98
Figure (II.32) : Détermination du MFI-UF pour d'eau brute prétraitée	100
Figure (II.33) : Evolution du flux de perméation d'eau brute sur UFF et UFT pour membrane utilisé.....	101
Figure (II.34) : Evolution du pouvoir colmatant pour d'eaux brutes en UFF, UFT.....	101

INTRODUCTION GENERALE

Plusieurs auteurs s'entendent pour dire que la filtration sur membrane a un bel avenir dans le domaine de la production d'eau potable (Mallevalle et al., 1996). Mais comme nous allons voir par la suite, le problème le plus aigu de la filtration membranaire est le colmatage des membranes. Le colmatage réduit la productivité des membranes et donc concourt à augmenter les dépenses d'énergie, à accroître la fréquence des lavages et à réduire éventuellement la durée de vie des membranes. Il s'agit donc d'un enjeu majeur.

Même si de nombreuses études ont été consacrées au colmatage, le colmatage demeure un phénomène complexe et encore partiellement. À défaut d'avoir des outils éprouvés pour prédire le comportement des membranes avec différents types d'eau, il est nécessaire de faire des études pilotes longues et coûteuses pour déterminer le potentiel colmatant des différents types de source d'eau. Des indicateurs de colmatage ont été développés, notamment le MFI par des chercheurs hollandais (l'équipe du Dr. Schippers). Ces indicateurs sont déterminés à l'aide de tests de filtration frontale. Ces indicateurs sont encore relativement peu utilisés dans la pratique, en particulier pour des eaux chargées en matière organique naturelle (MON) que l'on retrouve assez fréquemment dans l'Algérie. De plus, ces tests sont réalisés dans des conditions qui sont différentes de celles qui prévalent en général dans les systèmes à l'échelle industrielle. En effet, les tests sont réalisés en mode d'écoulement frontal alors que la plupart des systèmes à pleine échelle sont opérés en mode d'écoulement tangentiel. Il n'est donc pas évident d'utiliser les résultats de ces tests en mode frontal pour prédire le comportement en mode tangentiel.

Autrement dit, on peut se demander jusqu'à quel point l'approche théorique utilisée pour modéliser le colmatage des membranes en mode frontal peut servir à modéliser le colmatage en mode tangentiel. D'autre part, la détermination de l'indicateur de colmatage se fait, dans l'approche la plus récente, avec des membranes d'ultrafiltration (UF). Comme les mécanismes de colmatage en UF et en MF peuvent différer, parce que les membranes ont des structures différentes, il est légitime de se demander jusqu'à quel point il est possible de prédire le colmatage en MF à partir de tests en UF. Les efforts de recherche sur les mécanismes de colmatage visent à proposer des stratégies de prévention du colmatage et à développer des techniques efficaces de lavage des membranes pour différents types de colmatage. Une stratégie classique de prévention du colmatage consiste à insérer une étape de pré-filtration en amont du traitement membranaire principal. Cette pré-filtration peut même être un autre procédé membranaire. Par exemple Jacangelo et ses collaborateurs (Jacangelo et

INTRODUCTION GENERALE

al., 2000) ont testé l'UF comme prétraitement à la MF dans le cas du traitement d'une eau de surface. Ils concluent que l'UF réduit très significativement le pouvoir colmatant de l'eau ralentissant ainsi le colmatage des membranes de MF.

Le plan de travail est divisé en deux Chapitres: chapitre théorique, chapitre expérimentale.

La partie théorique comporte deux Chapitres:

Dans la première partie, on trouve des généralités sur les techniques classiques de traitement d'eau (Coagulation, floculation, décantation, filtration sur sable, désinfection).

La deuxième partie, est consacrée à la présentation des techniques membranaires utilisées dans les traitements des eaux, en s'intéressant essentiellement à la microfiltration et l'ultrafiltration qui est le but de notre travail. On rappellera brièvement la théorie de microfiltration et l'ultrafiltration, les différents types de microfiltration existants dans l'industrie, leurs applications et le problème essentiel qui est le colmatage, puis nous avons cité quelques solutions pour limiter ce problème.

Le chapitre expérimental est consiste en caractérisation du pouvoir colmatage, validation de quelque modèles de filtration et lutte contre le colmatage des membranes par différentes prétraitements.

Enfin, une conclusion générale a été donnée en insistant sur les résultats obtenus.

Chapitre I

I.1 : production d'eau potable par les techniques classiques :**I.1.1 Qualités générales des eaux issues de diverses sources d'approvisionnement : [1]**

Pour satisfaire les besoins des villes et industries on dispose des eaux de différentes origines.

I.1.1.1 Les eaux de pluie :

Les eaux de pluie sont des eaux de bonne qualité pour l'alimentation humaine ; elles sont saturées d'oxygène et d'azote et ne contiennent aucun sel dissous comme les sels de magnésium et de calcium.

I.1.1.2 Les eaux de surface :

On peut répartir les eaux de surface en trois catégories : Eau de rivière (partie amont), eau de rivière (partie aval) et eau de lac.

Le Tableau (1) suivant présente les caractéristiques des eaux de surface.

Caractéristiques examinée	Eaux de surface
Température, turbidité, couleur	Variable suivant les saisons, variable parfois élevée liée sur tous au métier en suspension.
Minéralisation globale Ca, Mg	Variable en fonction de terrains, des précipitations, des rejets teneur modérée
Fer et manganèse divalent (dissous)	Généralement absents
Gaz carbonique agressif	Généralement absents
Oxygène dissous	Souvent au voisinage de la saturation
Ammoniaque	Présent seulement dans les eaux polluées
Sulfure d'hydrogène, silice, nitrate, nitrites	Absent, teneur modérée Peu abondant généralement
Micropolluants minéraux, organiques	Présent dans les eaux de pays développés mais susceptible de disparaître rapidement après suppression de la source polluante.
Organismes vivants	Bactéries, virus, plancton (animal et végétal)

Tableau (I.1): caractéristiques examinée les eaux de surface

I.1.1.3 Les eaux souterraines :

Les eaux souterraines, enfouies dans le sol, sont habituellement à l'abri des sources de pollution. Les principales caractéristiques des eaux souterraines sont présentées ci dessous :

- a) Turbidité faible, les eaux bénéficient d'une filtration naturelle dans le sol.
- b) Contamination bactérienne faible, le très long séjour dans le sol, la filtration naturelle et l'absence de matière organique ne favorisent pas la croissance des bactéries.
- c) Température constante, les eaux souterraines sont à l'abri du rayonnement solaire et de l'atmosphère.
- d) débit constant : la qualité et la quantité des eaux souterraines demeurent constantes durant toute l'année.
- e) Dureté souvent élevée : les eaux peuvent être en contact avec des formations rocheuses, contenant des métaux bivalents (Mg^{2+} , Cu^{2+} , etc.) responsable de la dureté.
- f) Indice de couleur faible : les eaux souterraines ne sont pas en contact avec les substances végétales.
- g) Concentration élevée de fer et de manganèse : ces métaux souvent présents dans le sol, sont facilement dissous lorsque l'eau ne contient pas d'oxygène dissous.

I.1.1.4 Les eaux de mer :

Le terme d'eau de mer regroupe l'eau salée des mers et des océans à la surface de la terre. Elles occupent un volume estimé à 1 340 millions de km^3 , ce qui représente 97 % de la capacité totale des grands réservoirs d'eau à la surface de la terre. [2]

Les eaux de mer sont caractérisés par leurs concentrations en sel dissous c'est ce qu'on appelle leur salinité, La salinité de la plus part des eaux de mer varie de 33000 à 37000 mg/l.

I.1.2 Procède de traitement classique d'eau de surface :

Présentation schématiques de la chaîne de traitement classique : [1,3]

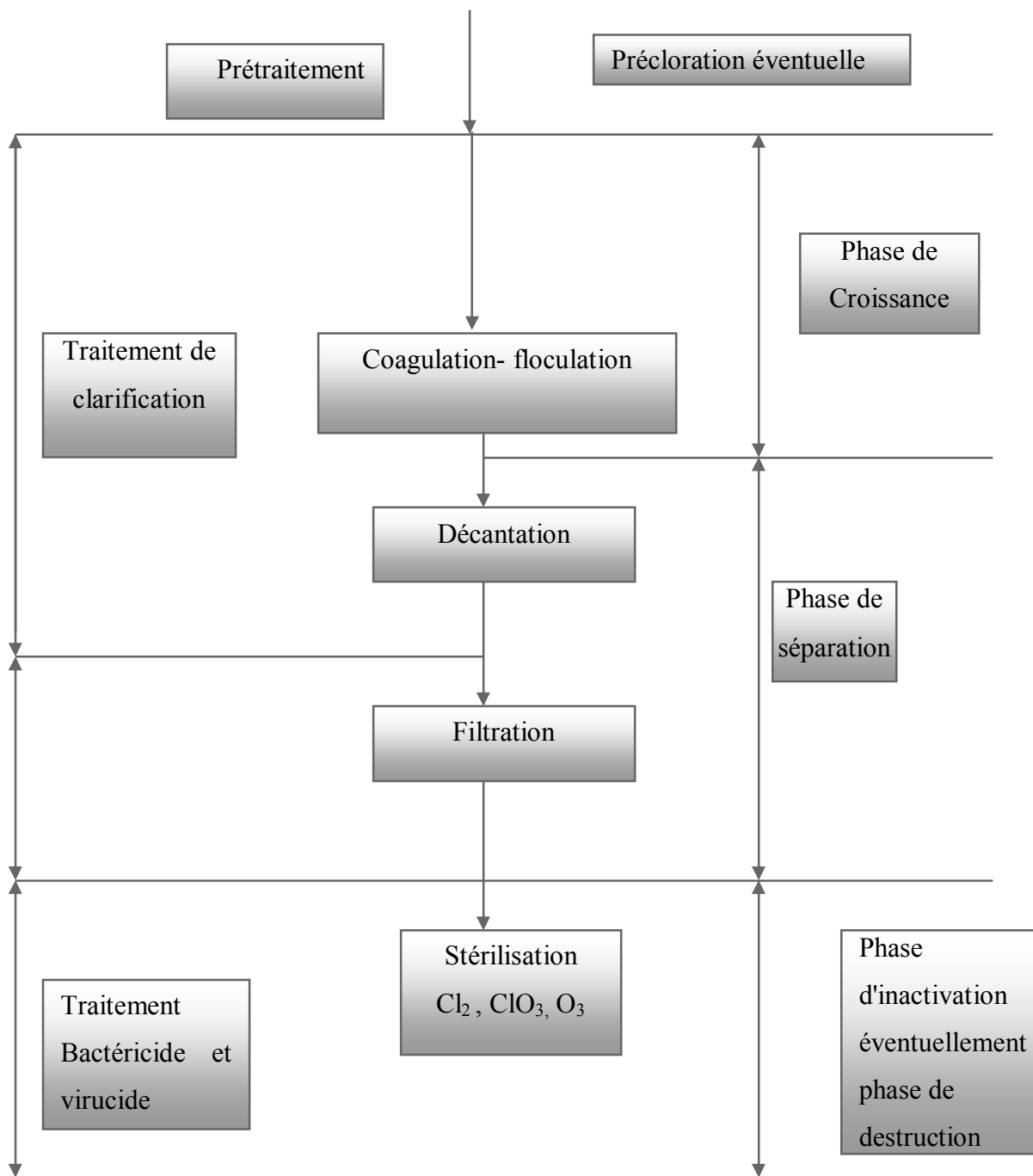


Figure (I.1) : Présentation de la chaîne de traitement classique.

I.1.2.1 Coagulation et Flocculation

I.1.2.2 Coagulation

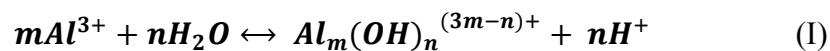
I.1.2.2.1 Considération physico-chimiques concernant la coagulation

Dans une chaîne de traitement conventionnelle, la coagulation consiste à déstabiliser les particules, tandis que la flocculation consiste à faire agglomérer les particules déstabilisées (Bouchard et Serodes, 2002). Les particules présentes dans les eaux naturelles sont chargées négativement et sont entourées d'un nuage ionique. Cette charge électrostatique, ainsi que la couche ionique diffuse, constituent une barrière à l'agglomération de particules à cause de la répulsion électrostatique et parce que les forces attractives ne peuvent agir. [4]

L'ajout de cations métalliques dans l'eau a les effets suivants :

- Réduction de la charge électrostatique par leur adsorption à la surface des particules (réduction du potentiel répulsif);
- Compression de la couche diffuse;
- L'hydrolyse des cations trivalents avec la formation d'espèces poly-hydroxylées chargées solubles et de précipité d'hydroxyde.

Pour le cas de l'aluminium, l'équation générale de l'hydrolyse est (équation similaire pour le fer) :



Il est important à mentionner que l'apparition de H^+ provoque obligatoirement une baisse de pH (Bouchard et Serodes, 2002) et une consommation d'alcalinité.

Les principaux facteurs influençant l'efficacité de la coagulation – flocculation sont la dose de coagulant, le pH, la turbidité initiale et la température de l'eau.

I.1.2.3 Flocculation

C'est l'agglomération des particules déchargées en microfloc puis en flocons volumineux et d'écouables cette flocculation peut être améliorée par addition d'un réactif chimique, le flocculant ou d'adjuvant de flocculation. [5]

I.1.2.3.1 Objectifs de la floculation

Après la coagulation, il est nécessaire d'assurer les contacts entre les microflocs formés et constitués des particules emprisonnées par les hydroxydes métalliques fraîchement précipités. Une fois agglomérés, les flocons seront plus gros et sédimenteront plus rapidement. [5]

I.1.2.4 La décantation :

La décantation est la méthode de séparation la plus fréquente des MES et des colloïdes (rassemblés sous forme de floc après une étape de coagulation floculation). [6]

I.1.2.5 La Filtration classique :

I.1.2.5.1 Buts de la filtration :

La filtration est un procédé physique destiné à clarifier un liquide qui contient des matières solides en suspensions en le faisant passer à travers un milieu poreux. Les solides en suspension ainsi retenus par le milieu poreux accumulent : il faut donc nettoyer ce milieu de façon continue ou de façon intermittente.

La filtration, habituellement précédée des traitements de coagulation, de floculation et de décantation, permet d'obtenir une bonne élimination des bactéries, de la couleur, de la turbidité et, indirectement, de certains goût et odeurs. [7]

I.1.2.5.2 Loi générale de filtration :

La filtration étant l'écoulement d'un fluide (par exemple eau) dans un milieu poreux est régit pour les vitesses usuellement appliquées en traitement d'eau, par la loi de **Darcy** [8] :

$$V = \frac{K}{\eta} * \frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{1}{R\eta} * \frac{\Delta P}{\Delta H} \quad (1)$$

Où V : vitesse de filtration.

K : perméabilité de la couche filtrante.

Δp : perte de charge à travers la couche filtrante.

ΔH : hauteur de couche considérée.

η : viscosité dynamique de l'eau.

R : résistance à la filtration de la couche filtrante.

Lors de la filtration d'un fluide réel tel qu'une solution de protéines [La faille et al. (1984)] ou une suspension colloïdale [Porter et al. (1972), Chudacek et Fane (1984)], on constate, passé un certain seuil, que toute augmentation de pression transmembranaire n'entraîne aucune augmentation du flux de perméat.

On observe en fait, que lors d'une filtration à pression transmembranaire croissante, on s'écarte progressivement de la courbe du solvant pur pour atteindre une valeur limite du flux (fig.I.2).

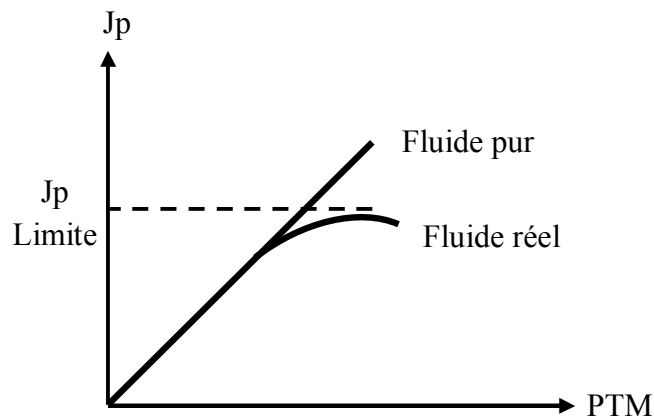


Figure (I.2) : Evolution du flux de perméat en fonction de la PTM pour un fluide pur et un fluide réel.

Ce phénomène inhérent à tous les procédés de séparation par membrane est dû à l'accumulation de matière à l'interface fluide-solide sous l'effet convectif créé par le flux de perméation.

On fait toutefois une distinction selon que les éléments accumulés à la surface de la membrane ne font que modifier les propriétés physico-chimiques de la couche située à l'interface fluide-membrane ou qu'ils modifient les propriétés de la membrane. Selon la nature des espèces mises en jeu dans le premier cas, on parlera de polarisation de concentration ou de colmatage par dépôt en surface de membrane. De même, le second cas correspondra soit à un blocage interne des pores (par des particules) soit à de l'adsorption (par des molécules). [8].

I.1.2.5.3 Les Types des filtres :

Pour le traitement des eaux potables. On utilise principalement :

- a) des filtres à sable rapides.
- b) des filtres à sables lents.
- c) des filtres sous pression.
- d) des filtres à terre diatomée.

En pratique, les filtres à sable rapides sont plus utilisés. Les filtres à sables lents, de construction et de fonctionnement simples, nécessitent de grandes superficies.

I.1.2.6 La Désinfection par le chlore :

Le chlore est un désinfectant puissant, traditionnellement utilisé pour le traitement de l'eau potable municipal. Les produits chimiques les plus utilisés pour obtenir une désinfection

des eaux .par le chlore sont : le chlore gazeux (Cl_2) les hypochlorures de sodium (NaO Cl) les hypochlorites de calcium. Les monochloroamines (NH_2Cl) et le dioxyde de chlore (ClO_2). Parmi ces produits, c'est le chlore gazeux auquel on recourt Le plus pour la désinfection d'eau potable.

Le chlore est efficace contre presque tous les agents infectieux (bactéries, virus, protozoaires). Il est en outre facile à utiliser et, plus important encore, il demeure présent dans l'eau en faible quantités, de sorte que la désinfection de poursuit dans tout le réseau de distribution.

I.1.2.6.1 L'avantage de chloration

- L'investissement est plus faible que pour un système d'ozonisation.
- Le système est très simple: il suffit d'utiliser une pompe à injection ou un injecteur venturi pour mélanger du chlore avec l'eau.

I.1.2.6.2 Désavantage de chloration

- Le chlore donne un goût caractéristique à l'eau.
- Certains dérivés chlorés sont dangereux.
- L'installation nécessite le transport et le stockage de produit toxique.
- L'efficacité du chlore dépend du pH de l'eau [9].

Un autre inconvénient de poids dans ces filières conventionnelles réside dans l'encombrement, notamment au niveau des bassins de décantation qui, du fait des problèmes précités se doivent d'être surdimensionnés.

Afin de remédier à ces problèmes, un grand effort de développement des procédés membranaires a été réalisé depuis les années 80 afin de remplacer tout ou partie des étapes de clarification et éventuellement de désinfection.

D'où la nécessité des techniques membranaires : microfiltration- ultrafiltration- nanofiltration-osmose inverse, pour amélioration la qualité d'eau potable.

I.2 Production d'eau potable par les techniques membranaires :

I.2.1 Généralités sur les membranes :

La filtration membranaire est de plus en plus utilisée comme procédé de séparation dans de nombreux domaines notamment dans le cycle de l'eau (potabilisation de l'eau, traitement des effluents, réutilisation de l'eau, adoucissement, dessalement ...). La filtration membranaire est basée sur l'application d'une différence de pression qui permet le transfert du solvant à travers une membrane dont la taille des pores assure la rétention de solutés. Ces opérations, classées selon une taille des pores décroissantes, sont : la microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration et l'osmose inverse. Ce sont des procédés mature technologiquement (une bonne part du développement technologique est déjà réalisé) mais encore en plein développement industriel. A titre d'exemple, dans le domaine de la potabilisation de l'eau, la capacité de production des plus grosses usines est multipliée par dix tous les 5 ans. [10]

I.2.2 Définition de la membrane :

Une membrane peut être définie comme étant une couche mince de matière, permettant l'arrêt ou le passage sélectif de substances dissoutes ou non, sous l'action d'une force motrice de transfert (voir Figure I.3). Les critères de séparation des particules, des molécules et/ou des ions peuvent être (Aidions et Isoard, 1986) : [11]

- ✚ La dimension et la forme;
- ✚ La nature chimique;
- ✚ L'état physique;
- ✚ La charge électrique, etc.

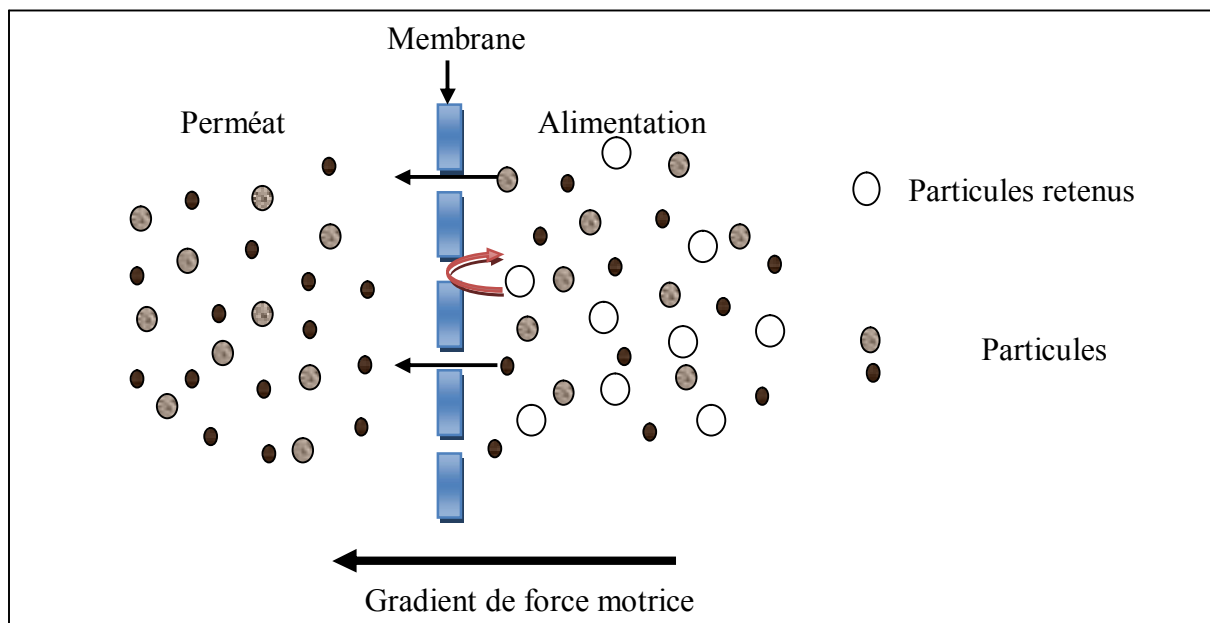


Figure (I.3) : Membrane sélective

Les différentes techniques membranaires peuvent être classées selon la nature de la force motrice mise en jeu. Celle-ci peut être :

- un gradient de pression ΔP ;
- un gradient de concentration ΔC ;
- un gradient de potentiel électrique ΔE ;
- un gradient de pression partielle Δp ;
- un gradient de température ΔT . [11,8]

I.3. Classification des procédés membranaires :

Par définition, une membrane est une barrière sélective de quelques centaines de nanomètres à quelques millimètres d'épaisseur, qui sous l'effet d'une force de transfert, va permettre ou interdire le passage de certains composants entre deux milieux qu'elle sépare. Différents procédés de séparation sur membrane peuvent être distingués en fonction des forces de transfert mises en œuvre (gradient de pression, de concentration, d'activité ou de potentiel électrique). Ainsi, les membranes permettent de traiter une grande variété de fluides contenant des espèces allant des ions ou des sels (osmose inverse) à la filtration conventionnelle (filtre à sable) permettant de séparer des objets de la taille d'un cheveu (50 à 100 μm) (Figure I-4). La technique utilisée dans cette thèse est la microfiltration qui permet de filtrer des micro-organismes de taille supérieure au dixième de micromètre. [12]

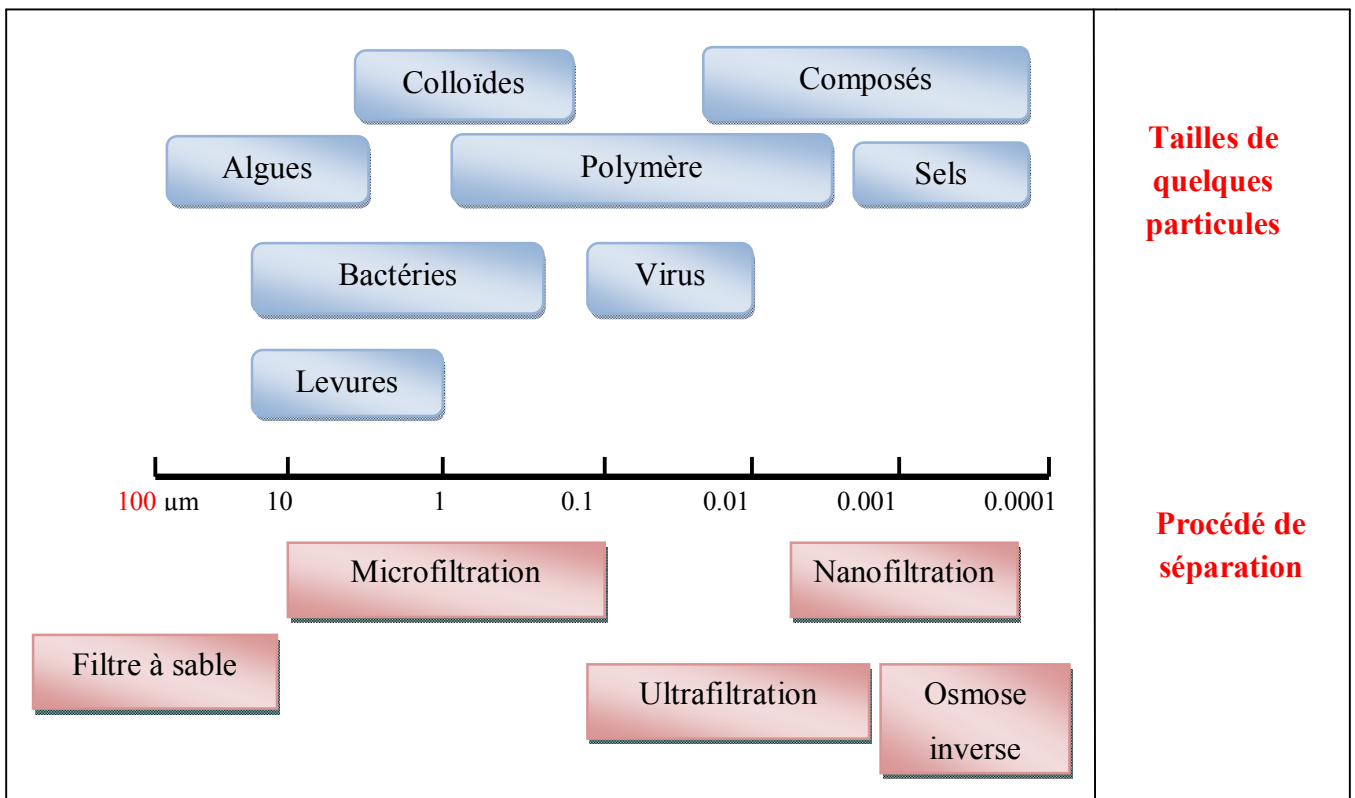


Figure (I.4) : Utilisation de différentes membranes vis-à-vis des tailles des éléments [16].

I.3.1 Classification des membranes

I.3.1.1. Classification d'après le mécanisme de séparation

Les mécanismes de séparation dans les membranes sont complexes et encore partiellement compris. Les processus qui jouent un rôle dans la séparation membranaire sont : le tamisage, la friction sur les parois des pores des membranes, la diffusion dans le matériau membranaire ou dans les pores des membranes, les forces de surface répulsives ou attractives, notamment la répulsion électrostatique. La classification la plus répandue des membranes d'après le mécanisme de séparation est la suivante : [13]

- ✚ Membranes poreuses (MF, UF, NF), où les effets de tamisage et de friction jouent des rôles importants mais où les forces de surface peuvent aussi jouer un rôle important comme en NF; les pores peuvent être subdivisés en plusieurs catégories :

Macropores – plus grands que 50 nm (MF, UF);

Mésopores – 2 à 50 nm (UF);

Micropores – plus petits que 2 nm (NF).

- ✚ Membranes non poreuses (perméation de gaz, pervaporation, osmose inverse (OI)); ces membranes peuvent être considérées comme des milieux denses où la diffusion des espèces a lieu dans les volumes libres situés entre les chaînes moléculaires du matériel de la membrane;
- ✚ Membranes échangeuses des ions. Ces types de membranes considérées comme un type spécial de membranes non poreuses, consistant dans des gels denses ayant une charge positive (échangeuses des anions) ou négative (échangeuses des cations).

Il faut noter que cette terminologie est assez rarement employée par les utilisateurs de procédés membranaires du fait de la confusion qu'elle génère avec les dénominations des différents procédés membranaires (tableau I.2). A titre d'exemple, en adoptant la terminologie recommandée par l'IUPAC (International Union of Pure and Applied Chemistry), la nanofiltration fait appel à des micropores tandis que la microfiltration utilise des macropores. La technique d'ultrafiltration recouvre quant à elle les deux catégories : mésopores et macropores. [14]

	Microfiltration	Ultrafiltration	Nanofiltration	Osmose Inverse
Diamètre de pore	10-0,1 μm	100-2 nm	2-0,5 nm	Membrane dense
Rétention	Microorganismes et particules	Macromolécules	Ions multivalents et molécules	Ions
Perméation	Solvants et espèces dissoutes	Solvants, sels et petites molécules	Solvants, ions monovalents et petites molécules	Solvants
Pression transmembranaire	0,1 à 5 bar	0,5 à 9 bar	4 à 20 bar	≥ 20 bar

Tableau (I.2) : Classification des procédés membranaires en fonction de la taille des pores et des espèces retenues [Les Cahiers du CFM n°4].

I.3.1.2. Classification d'après la morphologie : [15]

Les membranes peuvent être classées en fonction de leur structure :

- ✚ Membranes à structure symétrique : ces membranes denses ou poreuses ont la même structure sur toute leur épaisseur (structure isotrope);
- ✚ Membranes à structure asymétrique : la structure de la membrane varie d'une couche à une autre (membranes anisotropes); on peut distinguer deux sous-types de membranes asymétriques :

Les membranes préparées à partir du même matériau (membrane polymérique préparée par inversion de phase par exemple);

Les membranes composites : ce sont des membranes constituées principalement de deux couches :

La peau : une couche de très faible épaisseur en contact direct avec l'eau à traiter. Cette couche donne à la membrane sa sélectivité;

La couche support : une couche plus épaisse, d'une perméabilité beaucoup plus grande, qui supporte la peau et confère à la membrane sa résistance mécanique.

La plupart des membranes commerciales de MF, UF et de NF sont des membranes à structure asymétrique car ce type de structure permet d'avoir des perméabilités plus élevées.

I.3.1.3. Classification d'après la géométrie de préparation des membranes

Les membranes peuvent être classées en fonction de la forme sous laquelle elles sont fabriquées : [16]

- ✚ Membranes planes;
- ✚ Membranes cylindriques;

I.3.1.4. Classification d'après la nature chimique du matériau

Les membranes sont fabriquées à partir de polymères organiques et de matières inorganiques. Bien qu'il existe des membranes mixtes faites de polymères et de matériaux inorganiques (membranes polymériques avec des zéolites par exemple), (Aptel et Buckley, 1996), la plupart des membranes disponibles commercialement sont faites à partir de polymères ou de matériaux inorganiques. Les principaux polymères utilisés pour la fabrication de membranes sont : [17]

- ✚ dérivés de la cellulose : ces polymères considérés généralement comme plus hydrophiles sont peu coûteux et ont une faible tendance à l'adsorption;
- ✚ polyamides ayant des propriétés thermiques et chimiques supérieures à celles des dérivées de la cellulose (quoique ces polymères sont très sensibles à certains oxydants comme le chlore);
- ✚ polysulfone (PS) et polyethersulfone (PES), qui ont une tendance à l'adsorption plus élevée que les membranes ci-dessus, mais avec une meilleure stabilité chimique, mécanique et thermique.

Les membranes inorganiques sont faites de céramique (oxydes d'aluminium, de zirconium ou de titane). Ces membranes ont une stabilité chimique, mécanique et thermique supérieure aux membranes polymériques, mais, par contre, elles sont friables et beaucoup plus coûteuses que les membranes organiques (Aptel et Buckley, 1996).

Matériau	Température de travail (°C)	Gamme de pH	Avantage(s)	Inconvénient(s)
Membranes de 1 ^{ère} Génération à base d'acétate de cellulose	30-40	3-8	Les 1 ^{ères} sur le marché. Bonne perméabilité Nettoyage facile.	Sensibilité (pH extrêmes, température, oxydants).
Membranes de 2 ^{ème} génération : <ul style="list-style-type: none"> ➤ polyamide aromatique ➤ polysulfone ➤ polyacrylonitrile ➤ polyfluorure de vinyldène 	60-80 60-100 60 130-150	2-11 1-13 1-10 1-13	Bon marché. Bonne résistance.	Fragile au contact avec les agents chlorés (nettoyage). Problème aux fortes pressions.
Membranes céramiques : <ul style="list-style-type: none"> ➤ Al₂O₃ α ➤ TiO₂ ➤ ZrO₂ 	> 900 350 400	1-14 1-14 1-14	Meilleure résistance chimique, thermique et mécanique. Stérilisation à la vapeur possible.	Prix élevé.

Tableau (I.3) : Quelques exemples de membranes couramment utilisées.
[Fievet et al., 2009].

I.3.2. Caractéristiques des membranes :

I.3.2.1. Sélectivité d'une membrane

La sélectivité d'une membrane pour une substance donnée dépend de sa nature et de sa structure, de l'environnement chimique à proximité de la membrane et des propriétés de la substance à séparer. La sélectivité s'exprime par un taux de rétention TR ou par un facteur de sélectivité (Pontié et al., 2001). : **[18]**

$$TR = 1 - \frac{C_{SP}}{C_{SA}} \quad (2)$$

Il y a deux valeurs particulières du TR (valeurs exprimées en pourcentages) :

- $TR = 0\%$ signifie que le soluté n'est pas du tout retenu par la membrane;
- $TR = 100\%$ signifie que le soluté est entièrement retenu par la membrane.

La transmission est définie comme l'inverse du taux de rétention.

Une autre caractéristique très utilisée est le seuil de coupure (SC). Le SC d'une membrane est la masse molaire du plus petit composé modèle retenu à 90 % par la membrane (Pontée al., 2001) [18]. Donc plus le SC d'une membrane est faible et plus cette membrane peut retenir de petites molécules ou colloïdes. Le SC est mesuré en Da ou kDa (1 Da = 1g/mole). Le SC est relié principalement à la taille de pores de la membrane, mais aussi il est beaucoup influencé par la forme de la molécule à filtrer, par sa charge, par son degré d'hydratation, le pH et le pouvoir ionique de la solution à filtrer, la pression d'opération et le flux de Perméation, l'élasticité et la charge de la membrane. C'est pour ces raisons qu'il existe de grandes différences entre les SC rapportés par les compagnies manufacturières de membranes et ceux observés dans la pratique, étant donné que ces compagnies donnent rarement les conditions de la mesure du SC. De plus, les SC peuvent être qualifiés comme nominal, apparent, moyen ou encore absolu (Anselme et Jacobs, 1996). Même si le caractère du SC reste très relatif, ce paramètre est beaucoup utilisé dans la pratique car il permet de situer au moins grossièrement les membranes entre elles.

On peut ainsi caractériser une membrane d'ultra- ou de nanofiltration, pour une séparation donnée, dans des conditions fixées, par une courbe de variation du taux de rejet d'un soluté en fonction de sa masse molaire (figure.5). [19]

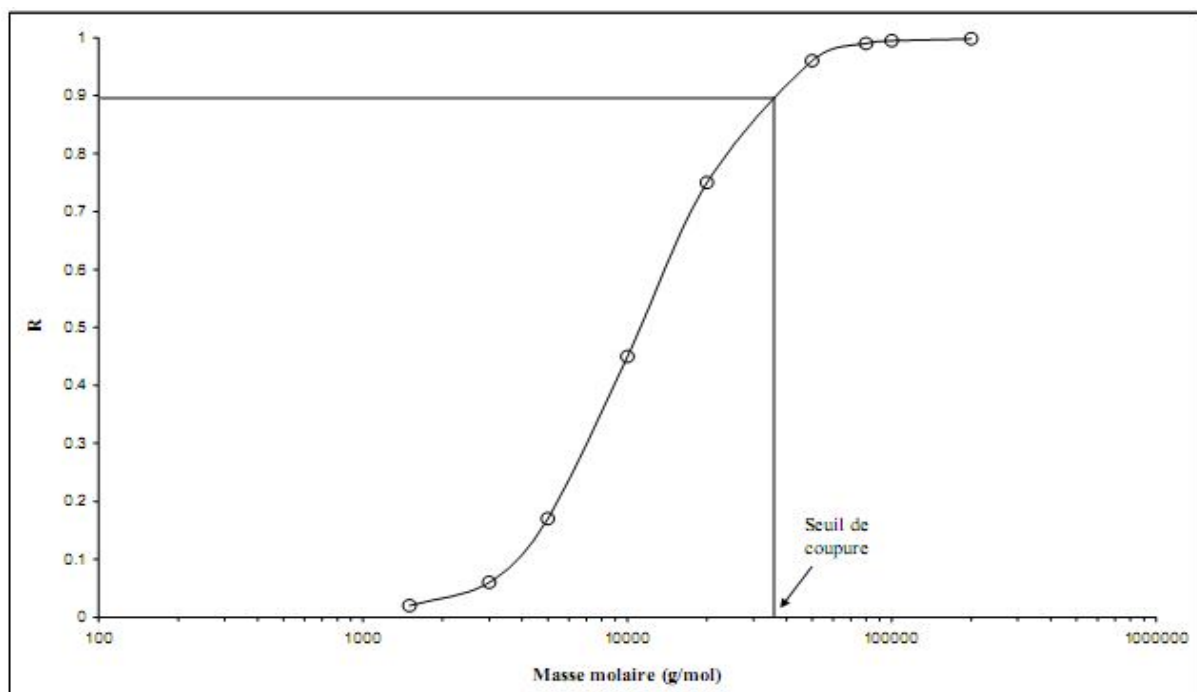


Figure (I.5) : Illustration du principe de détermination du seuil de coupure d'une membrane (défini ici pour un taux de rejet de 0,90) [Les Cahiers du CFM n°4]

I.3.2.2. Perméabilité d'une membrane (A)

La perméabilité (A) d'une membrane est une caractéristique intrinsèque de la membrane qui dépend de sa structure. De façon pratique, la perméabilité peut être définie comme étant le Rapport entre le flux de Perméation (J_P) et la pression transmembranaire effective (ΔP_m) :

$$A = \frac{J_P}{\Delta P_m} \quad (3)$$

Le flux de perméation (appelée aussi vitesse de perméation) est un débit de perméation unitaire, c'est-à-dire, le rapport entre le débit volumétrique de perméation (Q_P) et la surface effective de la membrane (S) :

$$J_P = \frac{Q_P}{S} \quad (4)$$

En remplaçant le flux de Perméation J_P défini par l'équation 3, dans l'équation 2, on obtient

$$A = \frac{Q_P}{S \Delta P_m} \quad (5)$$

En pratique, la perméabilité d'une membrane, est déterminée comme la pente de la droite J_P en fonction de ΔP_m .

Il faut mentionner qu'il existe des différences significatives de perméabilité entre divers coupons d'une même feuille de membrane à cause des irrégularités de fabrication. Pour cette raison, c'est la perméabilité moyenne qui est utilisée pour caractériser une membrane. [20]

I.4. Applications des membranes en eau potable :

Actuellement, il y a quatre principaux procédés membranaires qui sont utilisés pour produire de l'eau potable : MF, UF, NF et OI. Ces procédés sont tous des procédés où la force motrice de transport à travers la membrane est un gradient de pression. Comme cela est expliqué ci-dessous, les membranes de MF, de UF, de NF et d'OI diffèrent par leur structure poreuse et donc par la taille des particules et des molécules qui peuvent être retenues.

1.4.1 Microfiltration (MF) : [21]

La MF est le plus ancien de tous les procédés membranaires, étant utilisé et commercialisé pour la première fois par Sartorius Werke GmbH en Allemagne en 1929. L'utilisation d'un tel procédé a été nécessaire pour assurer une eau potable sûre du point de vue bactériologique dans les villes allemandes bombardées durant la Deuxième guerre mondiale (Belfort et al. 1994).

Les membranes de MF utilisées dans le domaine de l'eau potable sont capables de retenir des particules plus grandes que $0,1\mu\text{m}$. Ces membranes permettent donc de retenir en bonne partie les particules à l'origine de la turbidité. Ces membranes permettent aussi de retenir les bactéries et les kystes de *Giardia Lamblia* et de *Cryptosporidium Parvum*. L'utilisation principale de la MF reste la clarification c'est-à-dire l'enlèvement des particules en suspension. La pression d'opération en MF est relativement basse ($< 350\text{ kPa}$) et les flux de perméation sont élevés (10^{-2} à 10^{-4} m/s) (Belfort et al., 1994). La MF peut aussi servir de prétraitement pour la NF et l'OI.

1.4.2 Ultrafiltration (UF) : [22]

La taille des pores des membranes d'UF est moins élevée que celles des membranes de MF et plus élevée que celles des membranes de NF quoiqu'il y ait des chevauchements entre les domaines de l'UF et ceux de la MF et de la NF (les limites ne sont pas clairement établies). Les SC des membranes d'UF se situent entre 1000 et 100000 Da. La pression d'opération en UF reste assez basse (50-500kPa) et les flux de perméation sont moins élevés qu'en MF (Anselme et Jacobs, 1996). Les membranes d'UF permettent d'enlever les colloïdes, les particules, et les macromolécules. Étant donné la taille des pores des membranes d'UF, qui se situe entre quelques nm et une centaine de nm, certaines membranes d'UF (dans le domaine qui est le plus proche de la NF) sont capables d'enlever aussi les virus et possiblement une partie de précurseurs des trihalométhanes (THM) et une partie de la couleur (Bouchard et al., 2003C) quoique cela ne soit pas très documenté dans la littérature scientifique.

1.4.3 Nanofiltration (NF) : [23]

Dans les années 80, la NF a gagné beaucoup d'intérêt pour des fins d'adoucissement et pour l'enlèvement de précurseurs de THM. • l'échelle mondiale, et en terme de production d'eau potable. La NF est le deuxième procédé membranaire en importance (Malleval et al., 1996). Les membranes de NF sont fabriquées habituellement à partir de polymères. Ces membranes ont des seuils de coupure entre 300 et 1000 Da (Hong et Elimelech., 1997). En plus de permettre un enlèvement des particules et des macromolécules comme en UF, les membranes de NF sont conçues pour assurer un enlèvement poussé des ions multivalents (Ca^{+2} , Mg^{+2} , Mn^{+2} , Fe^{+2}) ce qui fait de la NF un excellent choix pour le traitement des eaux souterraines. Une conséquence de la rétention des ions multivalents est une augmentation de la pression osmotique qui peut être significative par rapport à la pression d'opération. La NF permet aussi un enlèvement poussé de la MON et donc une forte réduction de la concentration

en carbone organique total (COT). La couleur, en relation avec le Fe et la MON est très bien enlevée par ce procédé, ce qui en fait un choix intéressant pour les eaux de surface du Québec qui sont assez souvent colorées.

Les ions monovalents sont retenus partiellement par les membranes de NF, phénomène qui limite l'augmentation de la pression osmotique. La pression d'opération en NF varie de 500 à 1500 kPa (Malleval et al.1996).

La NF est, a priori, un bon compromis économique pour le traitement des eaux douces de surface, car ce procédé assure la désinfection, l'enlèvement de micropolluants, de la MON et de la couleur, avec des coûts énergétiques beaucoup moins élevés que pour l'OI.




1.4.4 Osmose inverse (OI) : [24]

Pontié et al, (Pontié et al., 2001) mentionne que dès 1969, le Dr. Sourirajan présente l'OI comme un procédé industriel « en rupture technologique» avec les traitements de l'eau existants à l'époque, en particulier ceux destinés au dessalement de l'eau de mer. Les mêmes auteurs nous renseignent que Michael définit le domaine de l'OI comme celui de la séparation des espèces dont la masse moléculaire est du même ordre de grandeur que celle du solvant (l'eau) (Pontié et al. 2001).

Les membranes d'OI sont celles qui ont les structures les plus denses de toutes les membranes utilisées actuellement dans le domaine de l'eau potable, avec des SC plus bas que 300 Da. Ces membranes ont la capacité de retenir les ions monovalents, de très faible masse molaire (Na^+ , Cl^-). Par conséquent, les pressions osmotiques, qui sont d'autant plus importante que la taille du soluté est faible, peuvent être très fortes si les concentrations en sels ou en molécules de faible masse moléculaire sont élevées. Cela implique que la pression d'opération, qui doit être plus élevée que la pression osmotique, peut être très élevée comme dans le cas du dessalement d'eau de mer (5 à 8 MPa).

1.5. Configuration des modules :

Les membranes sont montées dans des supports appelés modules. ces derniers sont conçus pour réaliser trois objectifs:

-  Assurer au niveau de la membrane une circulation suffisante du fluide à traiter, en vue de limiter les phénomènes de polarisation de concentration et les dépôts particuliers.
-  Produire un module compact, ce qui signifie fournir une surface d'échange maximale/unité de volume.
-  Eviter les problèmes de fuite entre le compartiment du perméat et celui de l'alimentation.

I.5.1.Types de modules :

Les différents types de module sont (Aptel et al.,1996) :

I.5.1.1. Modules à plaques : [25]

Assemblage de membranes planes et de cadres séparateurs plans ou de plaques, ainsi que de dispositifs d'amenée et d'évacuation des fluides et, éventuellement, d'électrodes. L'épaisseur des canaux d'écoulement tangentiel est située dans la gamme de 0,5 à 3 mm et la compacité du module est de 100 à 400 m²/m³ (m² de membrane/m³ de volume occupé par le module). Ils peuvent être installés en série ou en parallèle;

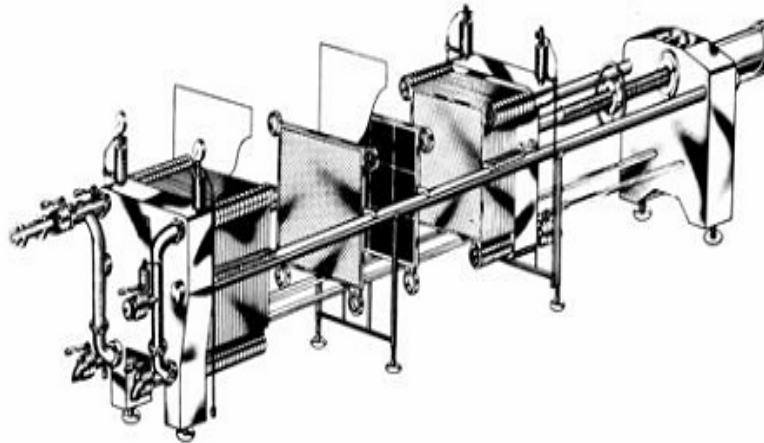


Figure (I.6) : Module à plaques

I.5.1.2. Modules spiralés : [26]

Les feuilles de membranes planes et les divers séparateurs et drains intercalaires sont enroulés en spirale autour d'un tube collecteur de perméat.

Un module industriel peut avoir un diamètre de 100 mm ou 200 mm et sa longueur habituelle est de 1 m. Ceux-ci sont beaucoup plus compacts que les modules à plaques (700 à 1000 m²/m³);



Figure (I.7) : Module à membrane spiralée

I.5.1.3. Modules tubulaires : [27]

Comportent une ou plusieurs membranes de forme tubulaire, en général rectilignes, ayant des diamètres internes entre 6 et 25 mm. Plusieurs tubes individuels peuvent être placés dans un manchon en PCV ou en acier inoxydable;



Figure (I.8) : Module tubulaire [Les cahiers du CFM n°2]

I.5.1.4. Modules à fibres creuses : [28]

ces modules sont constitués de quelques milliers jusqu'à plusieurs millions (Aptel et al., 1996) de membranes tubulaires de très petit diamètre (< 2mm) appelées fibres creuses. La compacité de ces modules varie de 1000 à 10000 m²/m³.

Les modules les plus utilisés actuellement dans le domaine de l'eau potable sont les modules à fibres creuses (UF et MF) et les modules spiralés (NF et OI).

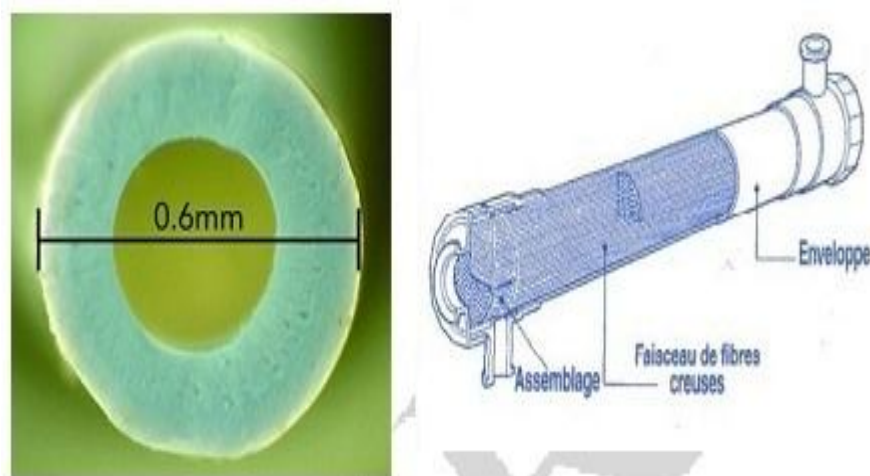


Figure (I.9) : Module à fibres creuses

Les principaux avantages et inconvénients des modules adaptés aux quatre géométries de membranes énoncées ci-dessus sont regroupés dans le tableau (I.4).

Géométrie	Avantages	Inconvénients
Plane	Possibilité de récupérer le perméat produit par chaque élément membranaire	Nettoyage in situ assez difficile
Spirale	Compacité Faible coût d'investissement	Prétraitement nécessaire Nettoyage in situ très difficile
Tubulaire	Très peu d'exigences de prétraitement Nettoyage in situ facilité	Consommation énergétique élevée Compacité limitée
Fibre creuse	Compacité élevée Faible consommation énergétique Faible coût d'investissement	Prétraitement nécessaire en mode interne/externe

Tableau (I.4) : Avantages et inconvénients des différents modules membranaires

[Fievet et al., 2009]. [29]

I.6. Principes de mise en œuvre des membranes

Dans cette section, nous allons décrire les deux grands types de mise en œuvre des membranes :

- ✚ L'écoulement frontal;
- ✚ L'écoulement tangentiel.

I.6.1. Filtration frontale :

La filtration frontale est utilisée largement en purification dans l'industrie pharmaceutique, par exemple dans les cartouches de microfiltration stérilisantes ou dans l'industrie micro-électronique pour éliminer les particules présentes dans les eaux de rinçage. Cette technique est aussi retrouvée pour des applications biomédicales spécialisées, un certain nombre d'outils de séparation de petite échelle de laboratoire, et en traitement de l'eau (potabilisation et traitement des eaux usées). Le principe réside dans la filtration de la

solution perpendiculairement à la surface de la membrane. Sa présence assez répandue dans l'industrie réside dans les faibles investissements requis pour sa réalisation et ses coûts énergétiques peu élevés comparés à la filtration tangentielle présentée dans la section suivante. Ce procédé n'atteint jamais un état stationnaire et ne permet la filtration de solution que faiblement colmatants relativement à l'application considérée. En effet, le mode frontal induit une accumulation de toutes les particules sur la surface membranaire proportionnellement au débit, induisant des débits de perméat trop faibles lors la filtration de solution fortement chargées (fortement colmatants) (Figure I-10). [30]

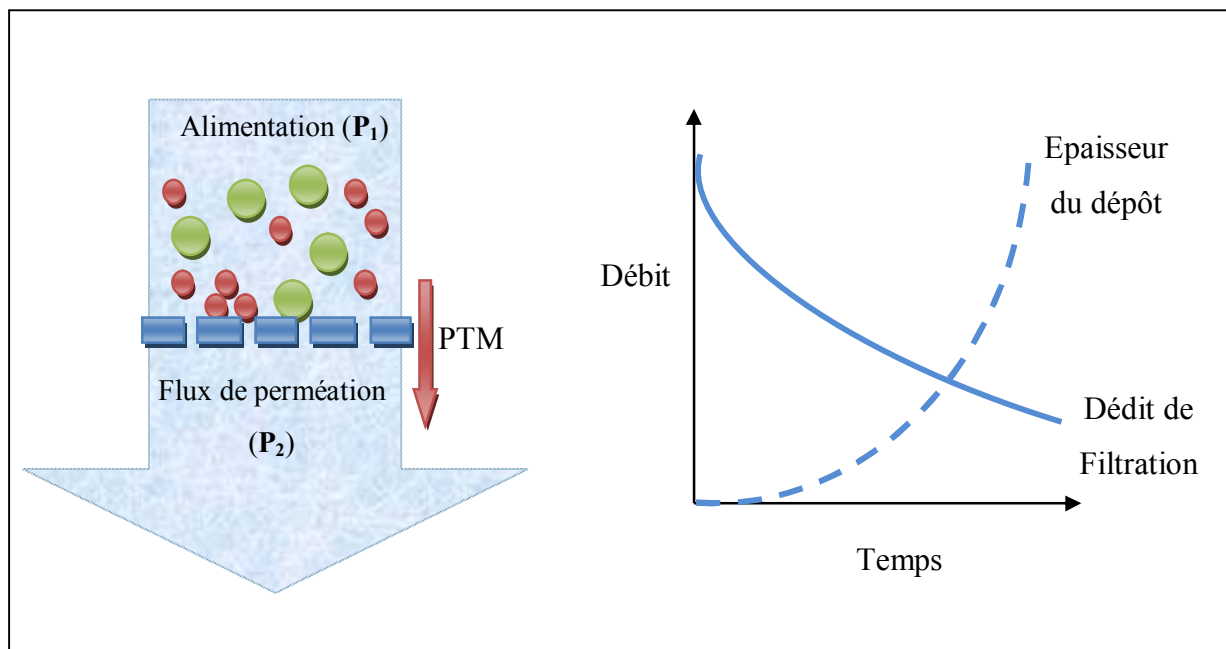


Figure (I.10): Gauche : Schéma de fonctionnement de la filtration frontale ; Droite: Evolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps. [30]

La pression transmembranaire est déterminée par différence entre la pression P_1 en entrée du module s'appliquant sur la membrane et P_2 la pression en sortie du module :

$$PTM = P_1 - P_2 \quad (6)$$

I.6.2. Filtration tangentielle :

Afin d'obtenir des taux élevés de transfert de masse, il est nécessaire de contrôler / atténuer l'accumulation qui limite le transfert. Cela est rendu possible par l'imposition d'une circulation du fluide tangentielle à la membrane (cisaillement) et/ou de turbulence dans l'environnement immédiat de la membrane [31]. Ceci est obtenu grâce au mode de filtration tangentielle dans lequel l'écoulement du liquide est parallèle à la membrane et perpendiculaire au flux de filtration. Le design d'un système tangentielle est de ce fait plus complexe que celui d'un système frontal et requiert de prendre en compte trois différents

éléments : la solution d'alimentation, le perméat et le retentât. En filtration tangentielle le dépôt formé des espèces de la solution d'alimentation arrivant près de la membrane met un certain temps à se construire du fait de l'écoulement du fluide de vitesse moyenne V . Le flux décroît puis se stabilise dans un état stationnaire (Figure I-11).

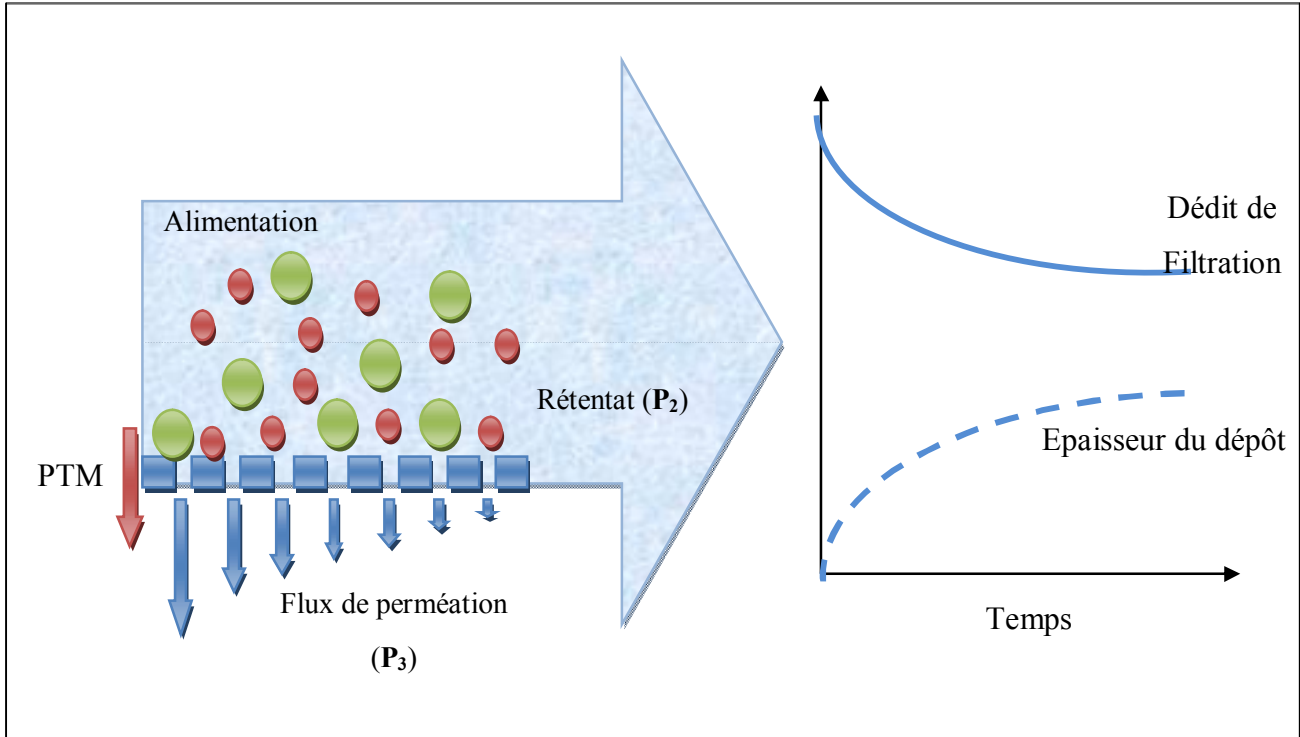


Figure (I.11): Gauche : Schéma de principe de la filtration tangentielle ; Droite : Evolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps. [31]

Dans le cas de la filtration tangentielle, la pression transmembranaire est calculée de la façon suivante :

$$PTM = \left(\frac{P_1 - P_2}{2} \right) - P_3 \quad (7)$$

Avec P_1 la pression en entrée de module s'appliquant sur la membrane, P_2 la pression de sortie de module (relié à P_1 par la perte de charge dans le module) et P_3 la pression dans le compartiment retentât généralement égale à la pression atmosphérique.

I.6.3. Polarisation de concentration :

Un des facteurs critique déterminant les performances générales de n'importe quel système de microfiltration réside dans le taux de transfert de soluté ou de particule dans la couche de liquide adjacente à la membrane (Figure I-12). L'écoulement du fluide à travers la membrane due à l'application d'une pression, transporte par convection les solutés vers la surface membranaire. [32]

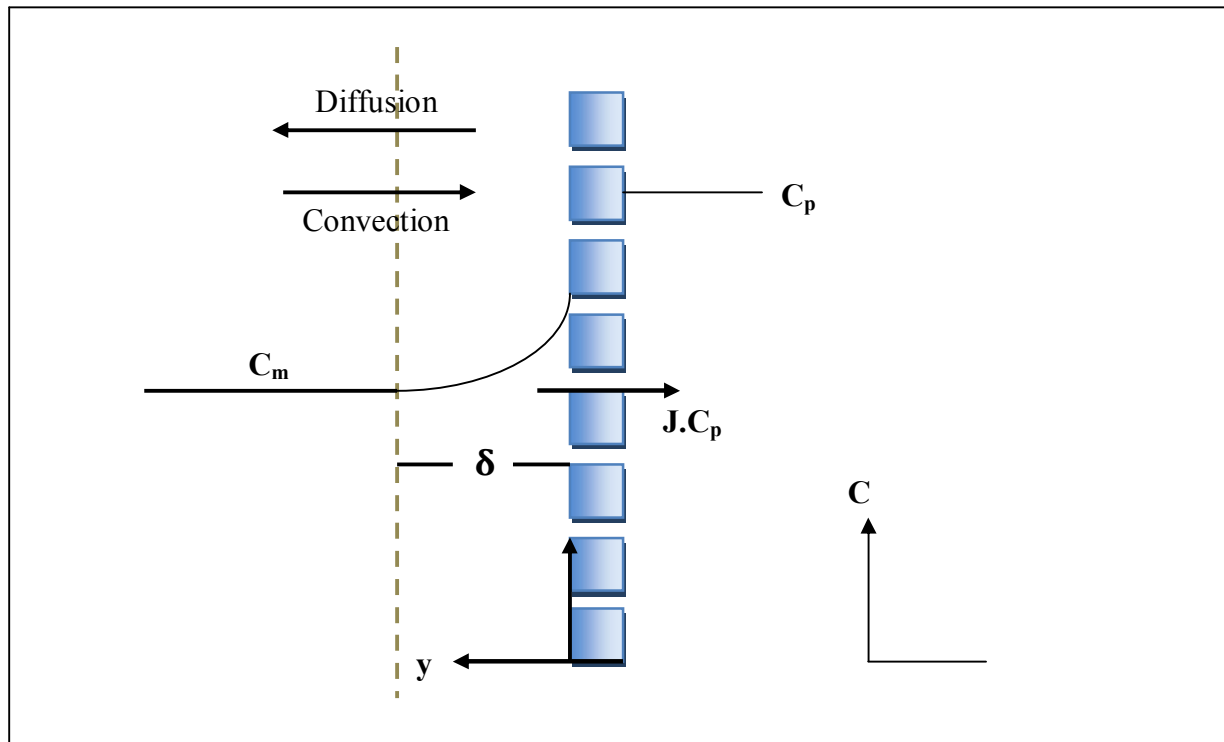


Figure (I.12) : Représentation schématique du transport diffusif et convectif des solutés dans la couche de polarisation de concentration d'épaisseur δ [32].

Les molécules n'arrivant pas à traverser librement la membrane s'accumulent à l'interface entre la solution et la surface membranaire et ne peuvent revenir au sein du Rétentat que par diffusion à contre courant du flux du liquide d'alimentation. La diffusion est un phénomène lent et un gradient est établi avec la vitesse de convection. La différence de concentration à la membrane (C_m) et le compartiment perméat (C_p) entraîne donc une différence de potentiel chimique et l'apparition d'une pression dite osmotique. Cette pression se développe du compartiment le moins concentré vers le compartiment le plus concentré. Cette pression osmotique s'oppose en partie à la pression appliquée diminuant ainsi la force agissante.

I.7. Le colmatage :

I.7.1. Généralités sur le colmatage :

Le colmatage des membranes est le problème le plus aigu des problèmes rencontrés en filtration membranaire des eaux de surface. Ce sujet a fait l'objet de nombreux travaux de recherche portant sur la modélisation du colmatage (Jaffrin et al., 1997; Wiesner et Chellam, 1992), sur les indicateurs de colmatage (Schippers et Verdouws, 1980, Boerlage et al., 2000, 2002, 2003A et B) ou sur les mécanismes de colmatage (Belfort et al., 1994).

Le colmatage découle de l'accumulation de matière à la surface des membranes. Quand un système membranaire est opéré à pression transmembranaire constante, 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 une diminution de la vie active des membranes, des lavages plus fréquents, et donc des consommations de produits chimiques plus importantes et la gestion/disposition d'eaux usées, et des dépenses supplémentaires d'énergie pour compenser la baisse de perméabilité des membranes causée par le colmatage. Comme cela est expliqué dans la section qui porte sur le modèle de résistances en série, le colmatage (gâteau) équivaut à une résistance supplémentaire 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 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 par rapport aux substances présentes dans l'eau à traiter, il peut y avoir une adsorption et/ou dépôt de substances colmatants sur la paroi interne de pores. Dans les modèles de colmatage proposés par plusieurs auteurs et présentés par la suite, nous allons voir que, de façon générale, les chercheurs considèrent qu'il y a d'abord un blocage/obstruction de pores, suivi par la croissance d'un gâteau à la surface de la membrane. Ce gâteau se caractérise par une porosité propre, par une résistance spécifique opposée à l'écoulement à travers la membrane, une cohésion, une densité spécifique, et une granulométrie plus ou moins homogène. [33]

Le colmatage est un phénomène se produisant à l'interface membrane/solution ou dans le volume poreux et dont la conséquence est une diminution de la perméabilité et une variation de la sélectivité de la membrane au cours du temps. La perméabilité d'une membrane (L_p) est une grandeur physique représentant le flux volumique de solvant traversant la membrane par unité de pression.

Elle peut être déterminée à partir de la **loi de Darcy** :

$$J_V = \frac{\Delta P}{\eta R_m} \Delta P = L_p \Delta P \quad (8)$$

Où J_V est le flux volumique de perméat, R_m la résistance membranaire au transfert de solvant et η la viscosité dynamique du fluide traversant la membrane.

Si l'on considère que la membrane est un milieu poreux, la perméabilité L_p peut être reliée à la géométrie de pore considérée (cylindre ou en feuillet) à partir de l'équation de Hagen-Poiseuille :

$$J_V = L_p \Delta P = \frac{r_p^2}{8\eta(\Delta X/A_k)} \Delta P \quad (9) \quad (\text{Pores cylindriques})$$

$$J_V = L_p \Delta P = \frac{r_p^2}{3\eta(\Delta X/A_k)} \Delta P \quad (10) \quad (\text{Pores en feuillets})$$

où r_p représente le rayon de pore moyen (pores cylindriques) ou la demi-largeur moyenne (pores en feuillets) des pores tandis que $\Delta x/A_k$ représente le rapport épaisseur sur porosité de la membrane.

Les phénomènes responsables du colmatage d'une membrane peuvent se produire sur la surface externe de la membrane ou bien à l'intérieur des pores. On distingue en général les différents types de colmatage suivants :

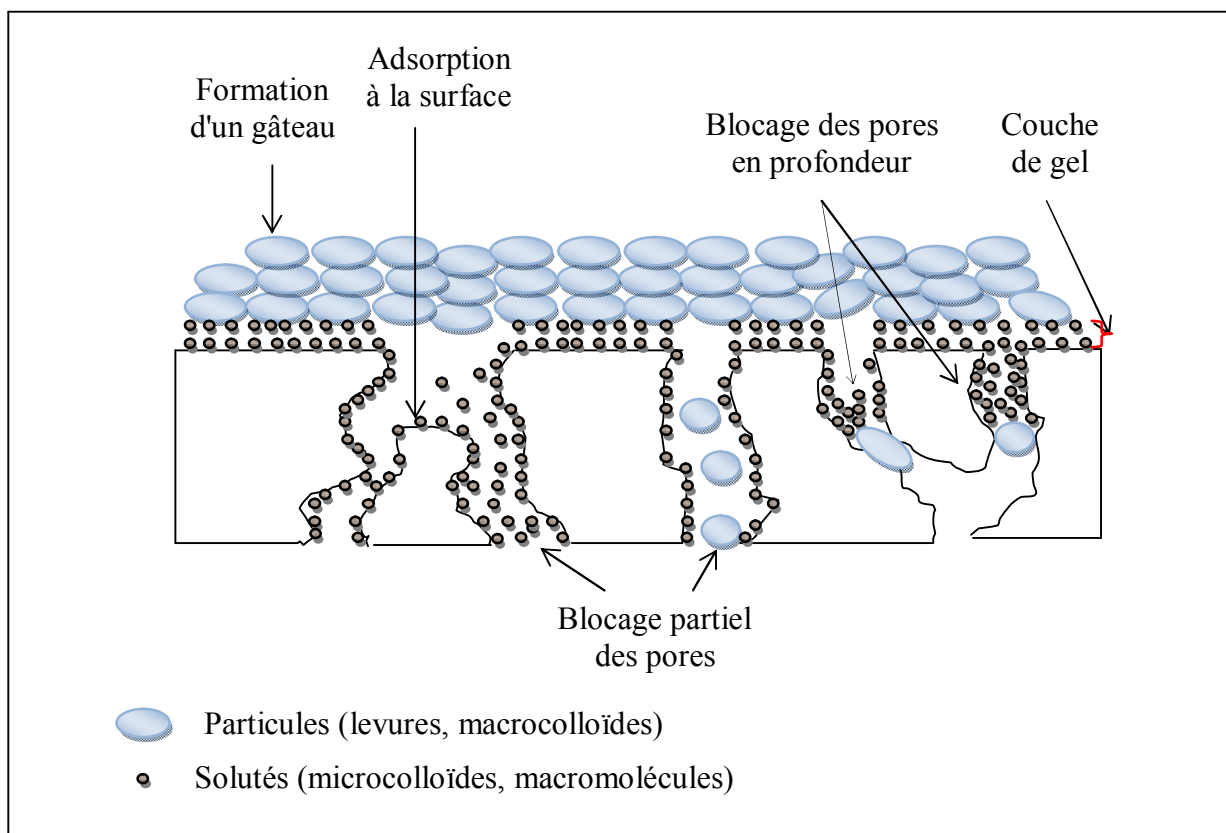


Figure (I.13): Mécanismes de colmatage

I.7.2. Facteurs influençant le colmatage des membranes par la MON :

En utilisant trois acides humiques d'origines différentes, Hong et Elimelech (1997) ont mis en évidence trois facteurs chimiques et un facteur physique qui influencent d'une façon décisive le colmatage par MON. Les acides humiques utilisés ont été les suivants : acide humique de la rivière Suwanee (SHA), acide humique de tourbe (PHA) et acide humique commercial (AHA) vendu par la compagnie Aldrich Chemicals (Milwaukee, Wisconsin). Ces auteurs ont réalisé des expériences de NF en écoulement tangentiel à pression constante et à

un flux de perméation initial fixé. La membrane de NF utilisée a été une membrane plane composite fabriquée en polyamide aromatique (TFCS) produite par la compagnie Fluide Systems (San Diego, California), mise en oeuvre en écoulement tangentiel dans un module à plaques ayant deux cellules en parallèle. Comme nous avons fait des essais de filtration dans des conditions similaires, nous allons présenter en détails les résultats de leur étude. [34]

I.7.2.1.L'effet du pouvoir ionique

Hong et Elimelech (1997) ont montré que plus la force ionique de l'eau est élevée (ajustement avec du NaCl), et plus la perte de flux de perméation a été élevée comme cela est montré à la Figure 13.

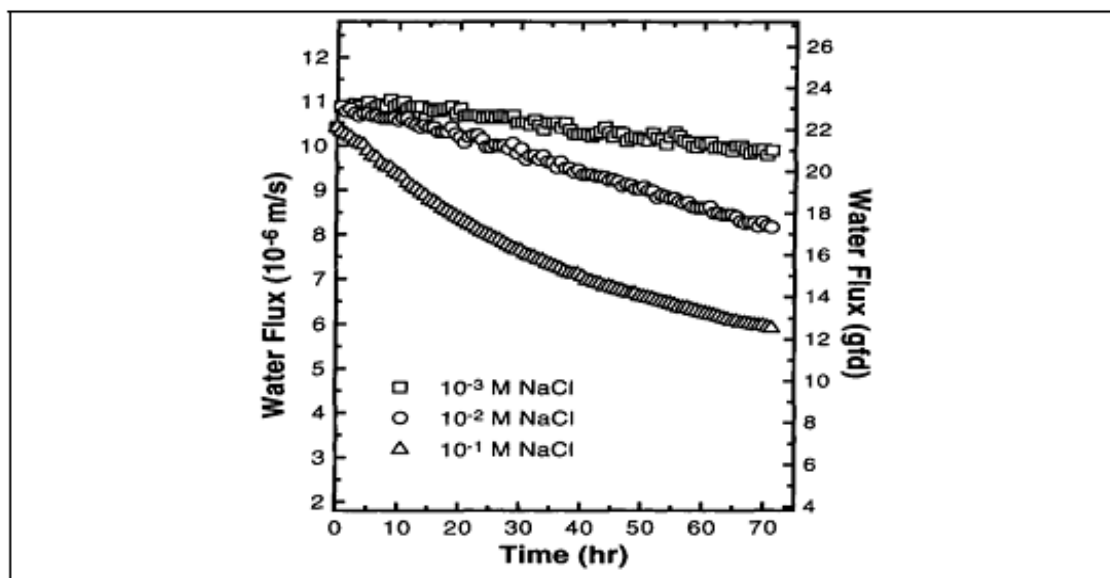


Figure (I.14) : L'effet du pouvoir ionique sur le colmatage par MON, ajusté par la variation de la concentration en NaCl. Concentration AHA=10mg/l, $J_{P0}=1,04E-5$ m/s, pH=7,95±0,1 (Hong et Elimelech, 1997).

Ces auteurs expliquent cela par le fait que la résistance hydraulique du gâteau augmente avec son épaisseur et sa compacité. À 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 de MON sur la surface est facilité (moins de forces de répulsion) et le gâteau devient plus épais. De plus, avec l'augmentation de la force ionique, la répulsion électrostatique entre les chaînes organiques diminue, et les molécules humiques tendent à avoir une structure plus compacte, ce qui donne un gâteau plus compact et donc une plus grande résistance à l'écoulement.

I.7.2.2.L'effet de la présence des cations divalents (Ca^{2+}) :

L'étude de Hong et Elimelech (1997) montre que l'ajout de 10^{-3} M Ca^{2+} dans l'eau accélère grandement la baisse du flux de perméation (Figure 15).

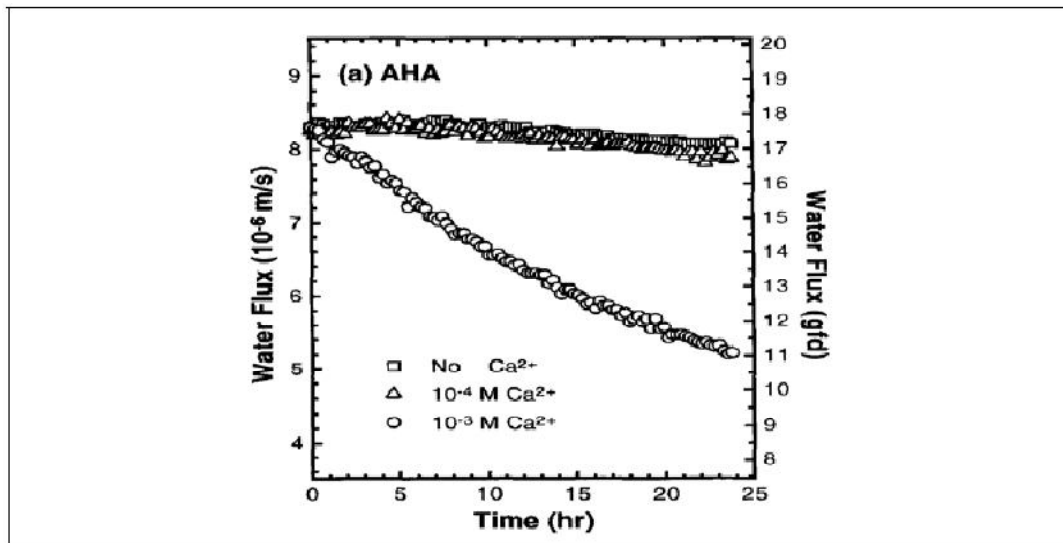


Figure (I.15) : L'effet de la Concentration en Ca^{2+} sur le colmatage par MON. Concentration AHA=10mg/l, pouvoir ionique = $10\text{E}-2$ M, ajusté par la variation de la concentration en NaCl, $J_{p0}=8,24\text{E}-6$ m/s, $\text{pH}=7,95\pm 0,1$ (Hong et Elimelech, 1997).

Une explication pour cela, serait le fait que le Ca^{2+} se lie aux groupes fonctionnels (spécialement carboxyliques) de la MON, formant ainsi des complexes. Cela réduirait la charge de la MON. Dans une étude préliminaire, les auteurs ont aussi mis en évidence une réduction de la charge de la membrane par ajout de Ca^{2+} . La complexation de la MON par le calcium génère aussi des liaisons entre ses macromolécules, ce qui rend le gâteau organique sur la membrane plus dense.

I.7.2.3.L'effet du pH de la solution à filtrer

Hong et Elimelech (1997) rapportent aussi des expériences où le pH de la solution d'acides humiques a été ajusté à deux valeurs différentes, 4 (acide) et 8 (alcaline), et ce pour le cas où Ca^{2+} est absent, et pour une concentration de 10^{-3} M CaCl_2 . Les effets du pH sur l'évolution du flux de perméation dans le temps sont présentés à la Figure (16).

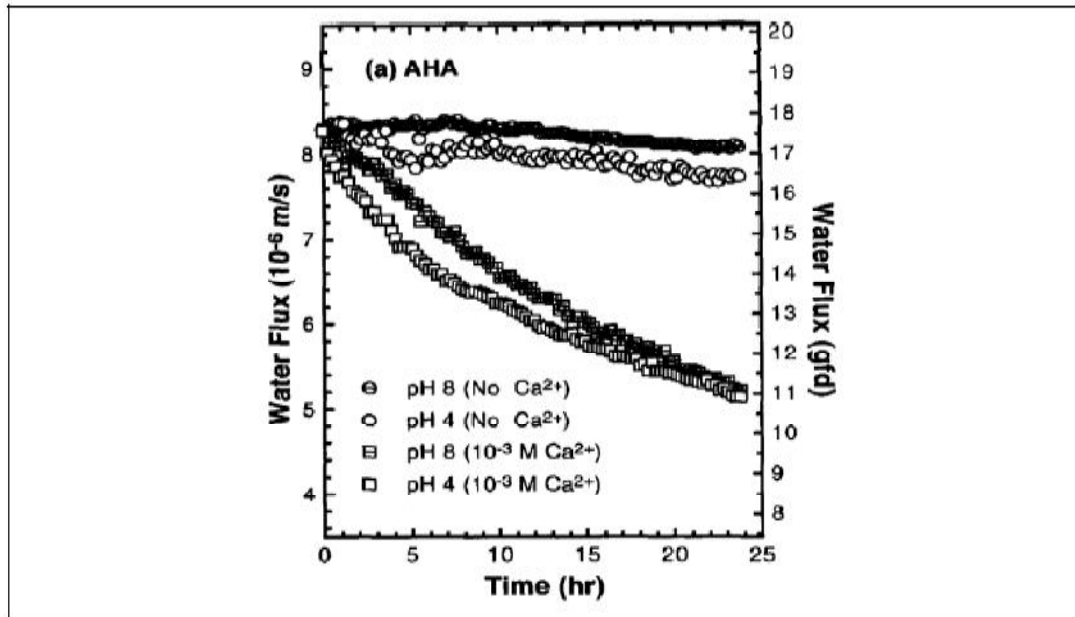


Figure (I.16) : L'effet du pH de la solution sur le colmatage par MON Concentration AHA=10mg/l, pouvoir ionique =10E-2 M, ajusté par la variation de la concentration en NaCl, $J_{P0}=8,24E-6$ m/s, (Hong et Elimelech, 1997).

Sur cette figure, il apparaît que la perte de flux de perméation est plus accentuée à pH=4 qu'à pH=8, et ce avec et sans ajout de Ca^{2+} . Ce comportement est attribué par les auteurs à la réduction de la charge électrique de la surface de la membrane de NF, fait prouvé par des études préliminaires qui ont démontré qu'à pH=3, la charge de la surface de la membrane TFCS est nulle. De plus, quand le pH diminue, plus de groupes carboxyliques de la MON deviennent protonées, ce qui réduit la charge des macromolécules organiques. Ces réductions de charges électriques génèrent, comme dans les cas précédents, un gâteau plus compact. Jolicoeur (1995), lors de la NF d'une solution synthétique contenant des substances humiques (SH), a aussi montré que l'ajout de Ca^{2+} (10 mg Ca^{2+} /l) sous forme de $CaCl_2$ pouvait générer une baisse de flux de perméation dans le temps. De plus, la baisse de flux de perméation a été plus importante quand la dose rajoutée de Ca^{2+} a été augmenté à 100 mg Ca^{2+} /l.

I.7.2.4.L'effet du flux de perméation initiale (J_P) :

Le flux de perméation initiale (J_{P0}) est un facteur qui a un effet très fort sur le colmatage. Cet effet a été mis en évidence par Hong et Elimelech (1997) tel que montré à la Figure (17).

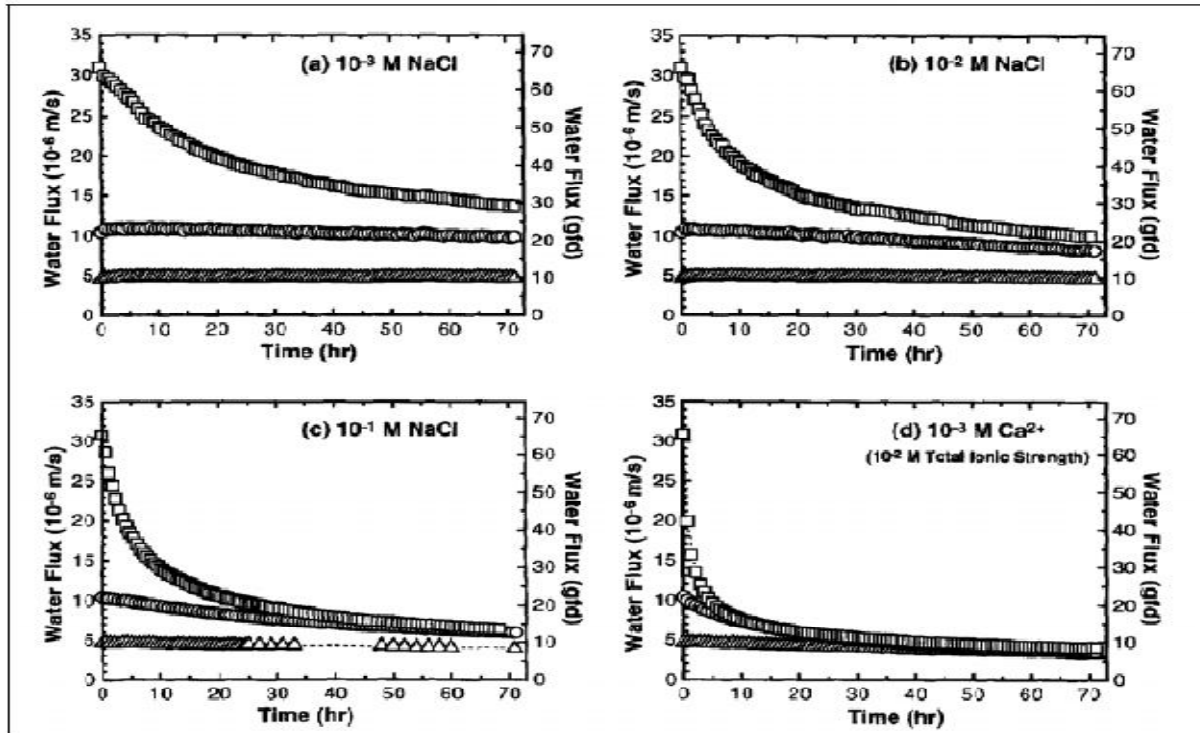


Figure (I.17) : L'effet du flux de perméation initiale sur colmatage par MON Concentration du AHA=10mg/l, pouvoir ionique = $10E-2$ M, pH=7,95 \pm 0,1 (Hong et Elimelech, 1997).

Pour une valeur relativement élevée de J_{P0} ($3,11 \times 10^{-5}$ m/s), une réduction dramatique du flux de perméation dans le temps est observée, et ce pour les différentes forces ioniques et concentrations en calcium qui ont été testées. Dans le cas d'un faible flux de perméation initial ($0,47 \times 10^{-5}$ m/s), aucune perte de flux n'a été observée pour des pouvoirs ioniques faibles et moyens, alors que dans le cas d'un pouvoir ionique élevé, une faible perte de flux a été remarquée. Quand le flux de perméation initial a été fixé à une valeur moyenne ($1,04 \times 10^{-5}$ m/s), la perte de flux a été plus accentuée pour des pouvoirs ioniques élevés.

L'effet du flux de perméation initial peut s'expliquer en partie par l'augmentation de la pression d'opération qui entraînerait une plus grande compression du gâteau. D'autres chercheurs ont mis en évidence une augmentation de la résistance spécifique du gâteau avec l'augmentation de la pression transmembranaire (Chudacek et Fane, 1984; Opong et Zydney, 1991).

L'effet du flux de perméation initial peut aussi s'expliquer par le fait que le volume filtré est plus grand aux J_P élevés, et donc il y a plus de substances colmatants qui sont envoyées vers la membrane, augmentant ainsi plus vite la masse de particules déposées sur la surface et dans les pores de la membrane.

À des valeurs élevées de J_P , la force d'entraînement par convection peut dépasser la force de répulsion électrostatique entre la membrane et les acides humiques (toutes deux chargées

négativement autour du pH neutre) et donc favoriser l'attachement des acides humiques sur la surface de la membrane. À l'inverse, lorsque la force d'entraînement par convection est plus faible que la force de répulsion électrostatique cela peut empêcher l'attachement à la surface de la membrane et cela pourrait expliquer pourquoi il y a peu ou pas de colmatage à très bas flux de perméation (Hong et Elimelech, 1997). [35]

I.7.3. Modèles de filtration :

Il n'existe pas actuellement de modèle de colmatage pour la filtration tangentielle de solution colloïdale qui puisse s'appliquer de manière satisfaisante à la filtration des eaux de surface. Par contre, plusieurs auteurs ont appliqué des modèles classiques de filtration frontale à la filtration tangentielle. Ces modèles sont présentés ci-dessous. [36]

I.7.3.1. Modèle de colmatage par blocage complet des pores :

L'hypothèse de base de ce modèle est que chaque particule présente dans la solution à filtrer va participer au blocage complet des pores (Hermia, 1982). La surface poreuse (surface totale des pores) diminue proportionnellement au volume d'eau filtré. Le débit de perméation est donc relié au volume filtré, V , par l'équation suivante (Hermia, 1982) :

$$J_P = J_{P0} - K_b V \quad (11)$$

Le débit de perméation est lié au temps de filtration, t , par la relation suivante :

$$J_p = J_{p0} e^{-k_b t} \quad (12)$$

En combinant les équations précédentes, on obtient :

$$K_b V = J_{P0} (1 - e^{-k_b t}) \quad (13)$$

Jaffrin et al. (1997) proposent une formulation différente de l'équation de Hermia (1982) :

$$J_P = J_{P0} \exp\left(-\frac{\Delta P \zeta}{\mu R_m}\right) t \quad (14)$$

L'équation précédente est équivalente à l'équation suivante :

$$Q_P = Q_{P0} \exp\left(-\frac{\Delta P \zeta}{\mu R_m}\right) t \quad (15)$$

I.7.3.2. Modèle standard de colmatage par blocage des pores : [37]

Ce modèle est basé sur l'hypothèse que le volume des pores de la membrane diminue en proportion avec le volume filtré à cause du dépôt de particules sur la paroi interne des pores

$$\frac{Q_P}{Q_{P0}} = \left(1 - \frac{K_s V}{2}\right)^2 \quad (16)$$

$$\text{Ou } K_S = \frac{2C}{\pi\delta N^* r_{P0}^2} \quad (17)$$

En termes de variation du débit de perméation dans le temps, Hermia (1982) a développé l'équation suivante :

$$\frac{Q_P}{Q_{P0}} = \frac{1}{(1 + \frac{1}{2}K_S Q_{P0} t)^2} \quad (18)$$

Hermia (1982) a obtenu aussi l'équation suivante qui lie V et t :

$$\frac{1}{V} = \frac{1}{Q_{P0} t} + \frac{K_S}{2} \quad (19)$$

Jaffrin et al. (1997) proposent une formulation différente de l'équation de Hermia (1982) :

$$J_P = J_{P0} \left(1 + \frac{\beta J_{P0} t}{\delta \varepsilon}\right)^{-2} \quad (20)$$

La figure (I.18) illustre les différentes formes de colmatage.

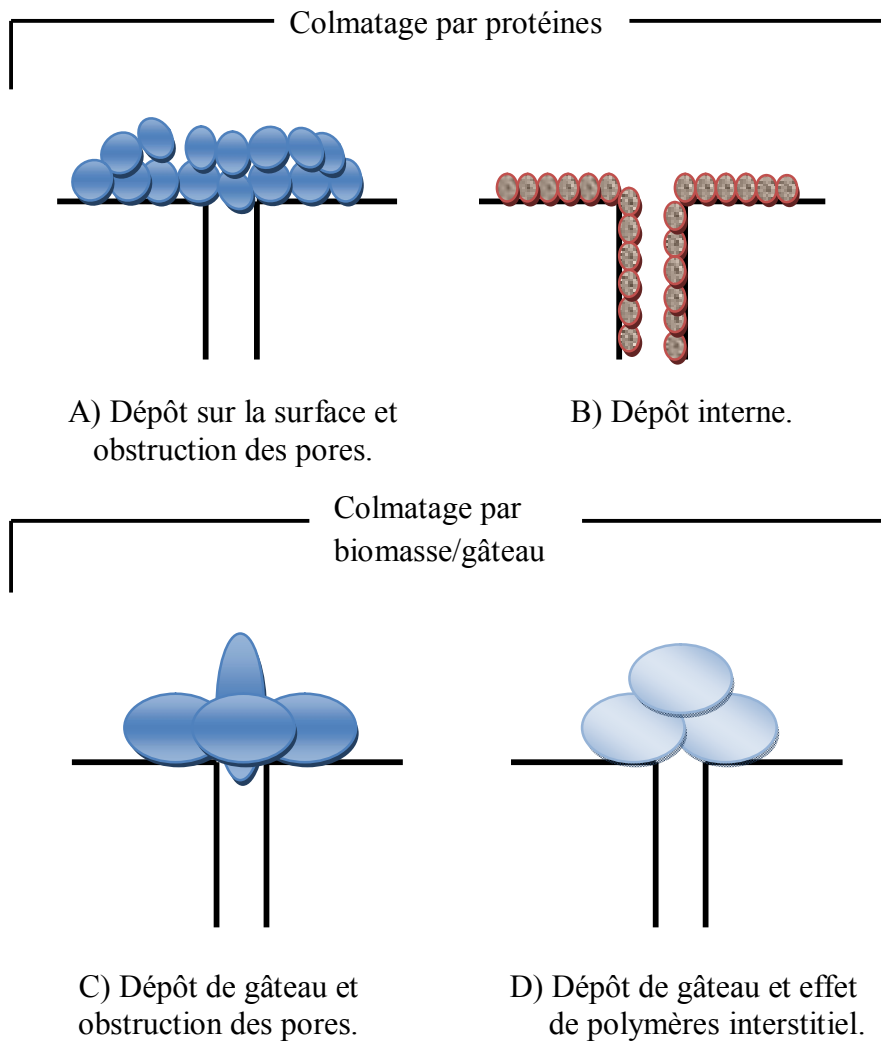


Figure (I.18): les différentes formes du colmatage.

I.7.3.2.1. Cinétique du colmatage: [38]

La cinétique du colmatage dépend :

- de la nature des eaux traitées ; elle est d'autant plus rapide que les eaux sont plus chargées.
- du débit par unité de surface filtrante, ou vitesse de filtration ; elle s'accroît avec cette vitesse.
- de la granulométrie de la matière ; le colmatage est d'autant plus rapide que la granulométrie est faible.

Le phénomène de colmatage qui se traduit, à concentration constante, par une baisse du flux au cours du temps, peut aller jusqu'à un blocage complet de la membrane.

La figure (I-19) représente la variation du flux du perméat en fonction du temps, où on constate dans un premier temps l'établissement de la couche de polarisation suivi par la suite par le colmatage.

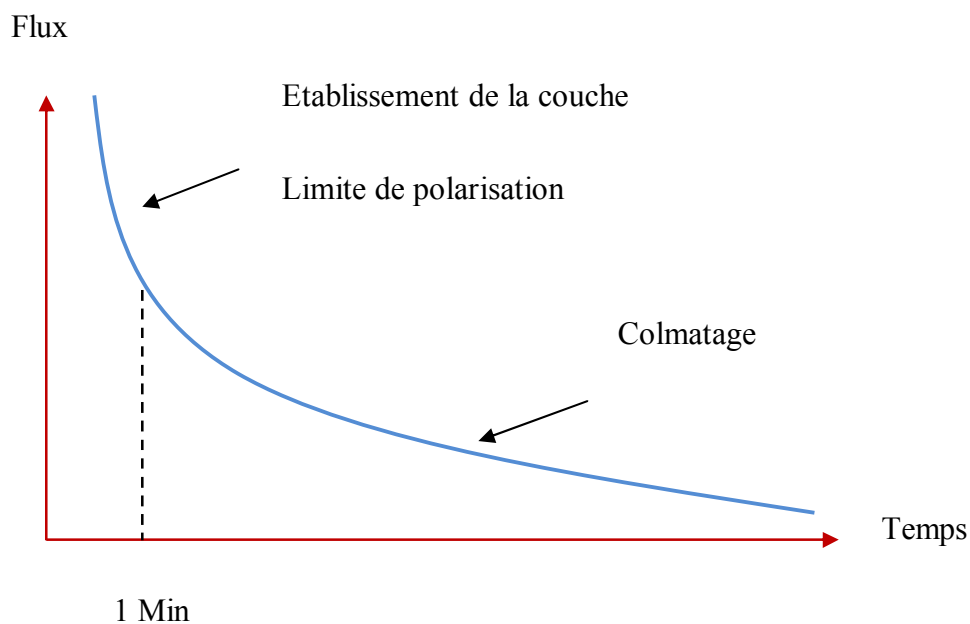


Figure (I.19) : Variation du flux avec le temps en MF et UF d'après

I.7.3.3. Modèle de filtration sur gâteau : [39]

Le modèle de filtration sur gâteau est très répandu. Celui-ci décrit le processus de filtration quand un gâteau est formé progressivement et régulièrement à la surface de la membrane. L'hypothèse de base de ce modèle est que la quantité de matière déposée à la surface du filtre est proportionnelle au volume d'eau filtré (Hermia, 1982). L'équation suivante exprime le débit de perméation en fonction du temps de filtration pour une filtration frontale à gradient de pression constant (Hermia, 1982) :

$$\frac{Q_P}{Q_{P0}} = \frac{1}{(1+2K_S Q_{P0} t)^{\frac{1}{2}}} \quad (21)$$

$$\text{Ou } K_C = \frac{r_A v_S \mu}{S^2 \Delta P_m (1 - m_S)} \quad (22)$$

Jaffrin et al. (1997) ont exprimé le flux de perméation en fonction du temps de filtration pour la filtration sur gâteau :

$$J_P = J_{P0} \left(1 + \frac{2\alpha \Delta P_m S t}{\mu R_m^2}\right)^{-\frac{1}{2}} \quad (23)$$

Par multiplication par la surface de la membrane de la relation précédente, on obtient l'équation suivante :

$$\frac{Q_P}{Q_{P0}} = \left(1 + \frac{2\alpha \Delta P_m S t}{\mu R_m^2}\right)^{-\frac{1}{2}} \quad (24)$$

Schippers et Verdouw (1980), proposent une formulation alternative du modèle de filtration sur gâteau qui fait ressortir une relation linéaire entre t/V et V :

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{\Delta P_m S} + \frac{\mu I}{2 \Delta P_m S^2} V \quad (25)$$

Cette équation est particulièrement importante pour le développement des indicateurs de colmatage comme cela sera décrit en détail par la suite.

I.7.3.4. Le modèle des résistances en série : [40]

Le modèle des résistances électriques en série a inspiré le modèle des résistances hydrauliques en série. L'hypothèse à la base de ce modèle est que la résistance hydraulique totale est équivalente à une somme de résistances qui sont en série par rapport à l'écoulement de l'eau. Cela s'exprime très simplement par l'équation suivante :

$$R_{totale} = \sum R_i \quad (26)$$

Les différentes résistances en série sont :

- ✚ La résistance de la membrane propre R_m , il s'agit de l'inverse de la perméabilité de la membrane propre;
- ✚ Une résistance additionnelle due au colmatage; cette résistance peut être décomposée arbitrairement en deux résistances en série :
 R_{A0} , qui correspond au colmatage rapide en tout début de filtration; cette résistance peut être assimilée au blocage des pores;
- ✚ R_A , qui correspond au colmatage progressif de la membrane durant la filtration; cette résistance peut être assimilée à la formation d'un gâteau à la surface de la membrane.

Ces trois résistances sont définies graphiquement à la Figure. La résistance additionnelle en fin d'essai est également représentée sur cette figure (I.20) de même que les variations du flux de perméation qui correspondent aux variations de la résistance totale à l'écoulement. Mathématiquement, si la loi de Darcy s'applique, cela correspond à l'équation suivante :

$$J_P = \frac{\Delta P_m}{\eta R_{totale}} = \frac{\Delta P_m}{\eta(R_m + R_{A0} + R_A)} \quad (27)$$

Dans le cas où le gradient de pression osmotique, $\Delta\pi$ n'est pas négligeable, cette équation devient :

$$J_P = \frac{\Delta P_m - \Delta\pi}{\eta R_{totale}} = \frac{\Delta P_m - \Delta\pi}{\eta(R_m + R_{A0} + R_A)} \quad (28)$$

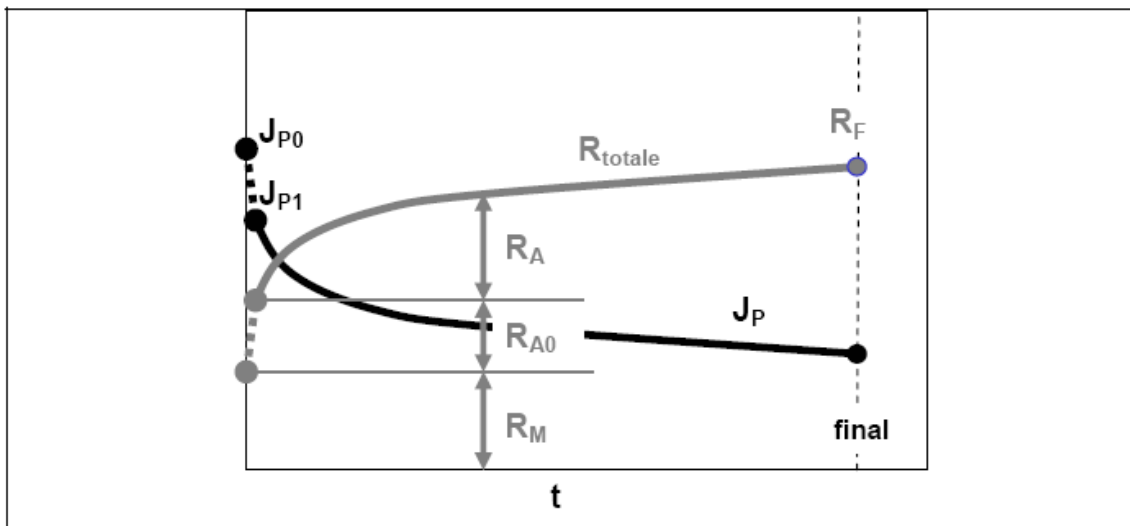


Figure (I.20) : Les résistances dans le modèle des résistances en série, avec les flux de perméation correspondantes. [41]

Dans un cas où la résistance R_{A0} est négligeable, Hong et Elimelech (1997) ont réarrangé l'équation (25) sous la forme :

$$\frac{J_{P0} - J_P}{J_P} = \frac{R_A}{R_m} \quad (29)$$

Ils ont relié la résistance du gâteau à la masse totale de colloïdes M_d déposés sur la surface de la membrane :

$$R_A = \frac{r_A M_d}{S} \quad (30)$$

En écoulement tangentiel, seulement une fraction τ du flux massique de convection des colloïdes vers la membrane va se déposer sur la membrane. Si C_b est la concentration en colloïdes organiques dans le cœur de l'écoulement, M_d devient :

$$M_d = \tau C_b V \quad (31)$$

En combinant les équations précédentes, il est possible de relier la résistance additionnelle et le volume filtré.

$$\frac{J_{P0} - J_P}{J_P} = \frac{r_A \tau C_b}{S R_m} V = \frac{R_A}{R_m} \quad (32)$$

I.7.4. Indicateurs de colmatage : [42]

Les eaux naturelles contiennent une grande diversité de composants. La taille, la nature et les caractéristiques physico-chimiques de ces composants déterminent le potentiel colmatant d'une eau. Le rôle d'un indicateur de colmatage est d'intégrer tous ces facteurs en un seul paramètre. Comme on va le voir dans ce qui suit, les indicateurs de colmatage développés jusqu'à maintenant sont basés sur des tests de filtration frontale avec des membranes de MF ou d'UF.

I.7.4.1. Standard Density Index (SDI):

Le Standard Density Index, plus connu sous son abréviation de SDI, est considéré comme l'indicateur le plus classique dans le domaine de la filtration membranaire. Il s'agit d'un test de l'American Society for Testing and Materials (ASTM, 1995) qui a été adopté en 1995 (test D 4189-95).

La détermination du SDI est basée sur la mesure de la vitesse à laquelle une membrane, ayant un diamètre de pores de $0,45\mu\text{m}$, se colmate à une pression constante (filtration frontale). La membrane utilisée est une Millipore HAWPO 4700 Type HA 47 mm. La pression amont est maintenue constante à 210 kPa (30 psi) et le perméat s'écoule à pression atmosphérique. [43]

Le SDI se calcule comme suit (Schippers et Verdouw, 1980) :

$$SDI = \frac{(1 - \frac{t_1}{t_2})}{15} * 100 \quad (33)$$

Où t_1 est le temps nécessaire pour filtrer les premiers 500 ml de solution, une fois la pression ajustée à 30 psi,

t_2 est le temps nécessaire pour filtrer le deuxième (et dernier) volume de 500 ml.

La deuxième mesure (t_2) commence à 15 minutes du début de la filtration. Si le terme $(1-t_1/t_2) \times 100$ est plus grand que 75%, la deuxième mesure doit commencer après 10 ou même 5 min du début de la filtration.

L'équation précédente peut être formulée de la façon suivante (Schippers et Verdouw, 1980) :

$$SDI = \frac{1 - (\frac{500ml}{t_2} / \frac{500ml}{t_1})}{15} * 100 \quad (34)$$

Cette équation montre que le SDI est en effet une mesure du pourcentage de diminution du taux de filtration par unité de temps.

L'avantage du SDI est que sa détermination est relativement facile. Il comporte par contre un désavantage majeur : ce test ne tient pas compte des différentes phases du colmatage de la membrane. En effet, comme cela est expliqué dans ce qui suit, on considère qu'il y a d'abord blocage des pores puis formation d'un gâteau. Tout dépendant de l'eau qui est testée, les mesures de SDI peuvent être faites en partie ou totalement avant la formation d'un gâteau ce qui complique l'interprétation des résultats. Pour pallier à ce problème un autre test a été développé. Ce dernier est présenté dans la section qui suit.

I.7.4.2. Modified Fouling Index (MFI) :

Schippers et Verdouw (1980) ont proposé un indicateur de colmatage appelé « Modified Fouling Index » (MFI). Cet indicateur de colmatage tient compte des mécanismes qui contrôlent le colmatage. Schippers et Verdouw (1980), et par la suite Boerlage et al. (2003A), considèrent que le colmatage d'une membrane en filtration frontale où le gradient de pression est constant a lieu en 3 étapes :

- ✚ Blocage des pores;
- ✚ Formation d'un gâteau incompressible;
- ✚ Formation d'un gâteau compressible.

Quand il y a formation d'un gâteau incompressible, et d'après les hypothèses énoncées, il doit y avoir une relation linéaire entre le rapport t/V et V (voir l'équation 25) (Schippers et Verdouw, 1980).

Les 3 phases de la filtration frontale, d'après Schippers et Verdouw (1980), sont représentées sur la Figure (I.21). La phase qui correspond à la formation d'un gâteau incompressible est la partie linéaire du graphe t/V versus V comme cela apparaît sur cette figure (I.21). L'indicateur MFI correspond spécifiquement au colmatage par formation d'un gâteau à la surface de la membrane.

De façon pratique la détermination du MFI est similaire à celle du SDI. Le même dispositif expérimental est utilisé. Le volume de perméat est mesuré avec un cylindre gradué à chaque intervalle de 30 secondes, pour une durée totale maximale de 20 min, l'origine du temps correspondant au moment où la pression d'opération de 210 kPa (30 psi), est stabilisée. Comme une membrane de 0,45 μm est utilisée dans le MFI original, et pour se différencier d'un autre indicateur qui a été développé ultérieurement, l'indice « 0,45 » est ajouté. L'indicateur est donc appelé $MFI_{0,45}$. [44]

Les résultats du test sont donc une série de mesures de temps et de volumes cumulés de perméat. L'indicateur de colmatage est la pente de la partie linéaire du graphe t/V versus V , c'est-à-dire la tangente de l'angle α (voir Figure (I.21)). D'après l'équation (25), le MFI s'exprime comme :

$$\frac{\mu l}{2\Delta P S^2} = MFI_{0,45} = \tan \alpha \quad (35)$$

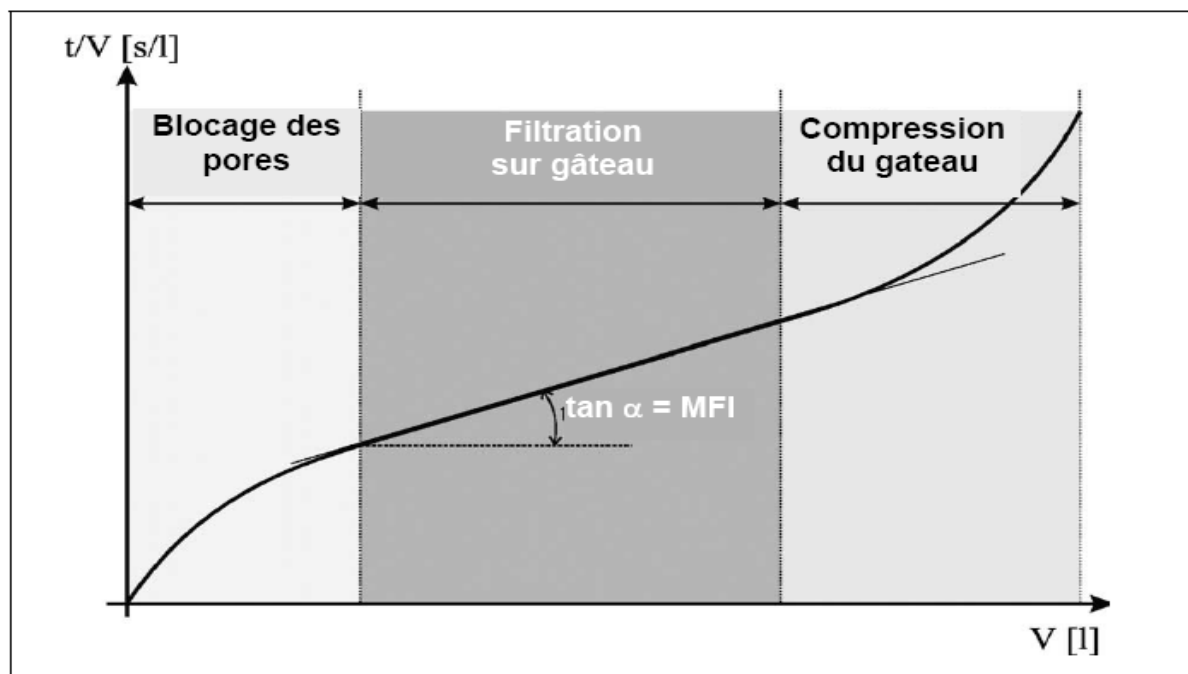


Figure (I.21) : Représentation graphique t/V versus V avec la mise en évidence de la pente de la zone linéaire $\tan \alpha$ (Schippers et Verdouw 1980; Boerlage et al., 2003A)

La valeur de l'indicateur de colmatage peut être ramenée à une température de 20°C et à une pression de 210kPa, considérées comme des conditions standard, avec la relation suivante :

$$MFI_{0,45} = \frac{\mu_{20}}{\mu_T} * \frac{\Delta P}{210} * \tan \alpha \quad (36)$$

Même si le $MFI_{0,45}$ représente un progrès notable par rapport au SDI, cet indicateur a plusieurs limites par rapport à la prédiction du colmatage en NF et en OI :

- ✚ La mesure du $MFI_{0,45}$ se fait en écoulement frontal, tandis que la NF et l'OI se font en écoulement tangentiel; l'écoulement tangentiel limite ou ralentit le dépôt de particules sur les membranes;
- ✚ Le flux de perméation en NF et OI est de 100 à 1000 fois moins élevée qu'en MF, avec tout ce qu'implique une telle différence; l'équilibre des forces qui s'appliquent sur une particule dépend du flux de perméation;
- ✚ Une grande partie des colloïdes retenues en NF et en OI, passe à travers le filtre utilisé pour $MFI_{0,45}$, et, donc le pouvoir colmatant de ces colloïdes n'est pas pris en compte;
- ✚ La structure et la granulométrie du gâteau sont affectées par la taille des particules qui sont retenues par la membrane; on peut donc s'attendre à des différences à ce sujet entre la MF et, la NF et l'OI;
- ✚ Les pressions d'opération en NF et OI sont beaucoup plus élevées que la pression appliquée dans un test pour déterminer le MFI; donc le gâteau devrait être beaucoup plus compressé en NF et en OI qu'en MF;
- ✚ La rétention des sels par les membranes de NF et d'OI, et l'accumulation de ces sels dans la couche limite de polarisation modifient l'environnement ionique à proximité de la membrane ce qui n'est pas le cas en MF où la séparation des sels est négligeable; l'environnement ionique peut affecter la structure du dépôt colmatant sur l'effet de la force ionique et du calcium sur le colmatage dû à la MON).

Certaines de ces limites ont été levées par le développement d'un nouvel indicateur tel que présenté dans la prochaine section. [45]

I.7.4.2. Modified Fouling Index – Ultrafiltration :

Boerlage et al. (2000, 2002 et 2003A et B) ont développé un nouvel indicateur de colmatage appelé «Modified Fouling Index-Ultrafiltration» (MFI-UF). Contrairement aux indicateurs précédents (SDI et $MFI_{0,45}$), cet indicateur est déterminé à partir d'un test réalisé avec une membrane d'UF donc avec des pores plus fins. Cela vise à mieux caractériser le pouvoir colmatant des eaux qui contiennent des colloïdes assez fins pour passer à travers une membrane dont la porosité est de $0,45 \mu\text{m}$. Les colloïdes organiques sont en effet considérés comme des agents colmatants importants dans le cas de la NF des eaux douces de surface. Il est vrai que le gâteau formé sur une membrane de $0,45 \mu\text{m}$ retient une partie des particules de plus petite taille que celle des pores de la membrane. Mais en choisissant une membrane d'UF de faible SC, tous les colloïdes devraient être retenus. Donc le MFI-UF devrait mieux rendre compte que le SDI et le $MFI_{0,45}$ du colmatage observé en NF ou en OI où les membranes ont des pores extrêmement fins. [45]

Boerlage et al. (2002) ont sélectionné une membrane ayant un SC de 13000Da pour déterminer le MFI-UF. Cette membrane semblait la plus appropriée d'après les essais de filtration que ces auteurs ont conduit avec plusieurs types de membranes. Les mécanismes de filtration pris en considération en MFI-UF sont exactement les mêmes qu'en $MFI_{0,45}$ (voir Figure (I.21)). Reprenons l'équation $t/V=f(V)$ proposée pour la détermination du $MFI_{0,45}$:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{\Delta PS} + \frac{\mu I}{2\Delta PS^2} V \quad (37)$$

L'indice de colmatage I peut s'exprimer comme étant le produit entre la résistance spécifique du gâteau r_A et la concentration en particules de la solution à filtrer C_b :

$$I = r_A C_b \quad (38)$$

La résistance spécifique du gâteau r_A est liée à la porosité du gâteau ε , au diamètre d_p et à la densité ρ_p de particules qui forment le gâteau, par l'équation de Carman-Kozeny :

$$r_A = \frac{180(1-\varepsilon)}{\rho_p d_p^2 \varepsilon^3} \quad (39)$$

En combinant les équations 37, 38 et 39, Boerlage et collaborateurs (Boerlage et al., 2003) ont obtenu une formulation plus détaillée du $MFI_{0,45}$ ou du MFI-UF :

$$MFI = \frac{\mu_{20} C^{90} (1-\varepsilon) C_b}{\rho_p d_p^2 \varepsilon^3 \Delta PS^2} \quad (40)$$

Cette équation montre que le MFI est fonction de la dimension et la nature des particules qui forment le gâteau.

Si le gâteau est compressible, l'indice de colmatage I devient (Boerlage et al., 2003B) :

$$I = c\Delta P^\omega C_b \quad (41)$$

Où ω est le coefficient de compressibilité et c est une constante.

Pour déterminer le MFI-UF, Boerlage et collaborateurs (Boerlage et al., 2002) ont utilisé un montage expérimental en écoulement frontal à pression constante qui est représenté schématiquement à la Figure (I.22).

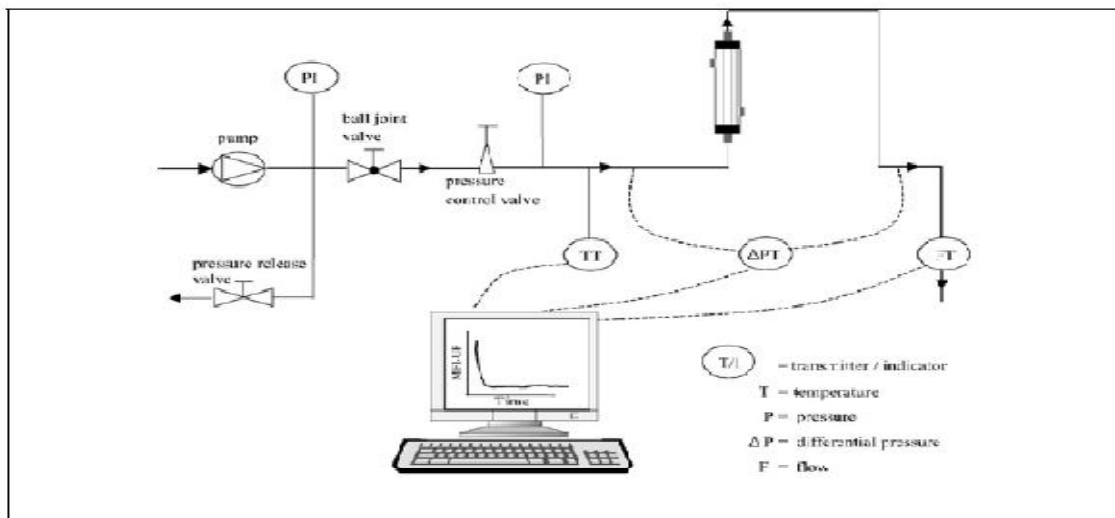


Figure (I.22) : Montage expérimental pour déterminer le MFI-UF (Boerlage et al 2002)

Comme pour la détermination du SDI et du $MFI_{0,45}$, un gradient de pression de 2 bar est appliqué sur la membrane d'UF. Comme pour la détermination du $MFI_{0,45}$, le volume filtré et le temps de filtration sont enregistrés à des intervalles de 5 minutes, à l'aide d'un capteur de débit, d'un système d'acquisition de données et d'un programme de traitement des données. Le MFI-UF corrigé en température, en pression et en surface de membrane est calculé à l'aide de l'équation suivante:

$$MFI - UF = \frac{\mu_{20}}{\mu_T} * \left(\frac{\Delta P}{210}\right)^{1-\omega} \left(\frac{A}{A_0}\right)^2 \frac{d(t/V)}{dV} \quad (42)$$

Chapitre II

II.1 Essais de microfiltration frontale :

II.1.1 L'analyse physico-chimique de l'eau avant la microfiltration au niveau de la station d'Ain zada (Sétif) : [1]

Tableau (II.1): Paramètres analysés de l'eau avant la microfiltration : [1]

Paramètres analysés	Eau brute	Eau décantée	Eau filtrée sur sable	Eau refoulée
Température ($^{\circ}\text{C}$)	14.2	14	13.6	14.9
pH	8.35	7.85	7.90	7.89
Turbidité (NTU)	5.8	2	0.8	0.9
Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}^2$)	764	783	793	803
TA ($^{\circ}\text{F}$)	0.8	0	0	0
TAC ($^{\circ}\text{F}$)	16.8	16.5	16.1	16
Cl_2 mg/l	-	0.1	-	0.3
Ortho-phosphate	0.1	-	-	-
Couleur (mg/Pco/Pt)	20	-	-	< 5
Matière organique mg/l	3.49	2.93	2.86	2.86
Mg^{2+}	21.23	32.82	27.03	21.23
Ca^{2+}	64.12	60.92	67.33	76.9
Cl^- mg/l	127.8	127.8	128.1	129.3
NH_4^+ mg/l	< 0.1	-	-	-
SO_4^{-2} mg/l	71.42	-	-	108.28
Fer mg/l	0.072	-	-	0.027

II.1.2 L'analyse physico-chimique de l'eau avant et après la microfiltration sur les membranes 0.45 µm et 0.8 µm. [1]

Tableau (II.2): Paramètres analysés de l'eau avant et après la microfiltration.

Paramètres analysés	Avant la microfiltration	Après MF sur 0.45 µm	Après MF sur 0.8 µm
Température (°C)	13.5	14.3	15.4
pH	8.16	7.83	7.52
Turbidité (NTU)	3.1	2.9	2.8
Conductivité (µs/cm ²)	774	762	767
TA (°F)	0	0	0
TAC (°F)	18.4	17.8	17.6
Matière organique (mg/l)	3.57	2.86	3.01
TH (°F)	28	26.7	26.1
Ca ²⁺ (mg/l)	65.73	67.20	69.98
Mg ²⁺ (mg/l)	28.20	23.84	20.85
Cl ⁻ (mg/l)	119.28	119.93	120.1
Fer (mg/l)	0.1	0.097	0.095

Remarque : Dans l'analyse de l'eau nous avons remarqué que :

- La turbidité est faible (inférieur à 5 NTU) à cause de la sédimentation naturelle des matières en suspension donc l'eau est très claire.
- Le titre alcalimétrique (TA=0) donc l'eau ne contient pas des hydroxydes et des carbonates.
- On constate que la teneur des ions existant dans l'eau brute reste presque constante après la microfiltration, ce qui montre que la microfiltration n'a aucun effet sur les ions et la matière dissoute.

Calcul du taux de rétention

On peut calculer le taux de rétention des différents paramètres analysés par la relation :

$$T_r = \frac{\text{valeur du paramètre analysé avant la MF} - \text{valeur du paramètre analysé après la MF}}{\text{Valeur du paramètre analysé avant la MF}}$$

Exemple:

Le taux de rétention de la matière organique sur une membrane de 0.45 µm est:

$$\frac{(3.57-2.86)}{3.57} = (20 \%).$$

Le taux de rétention de la matière organique sur une membrane de 0.8 µm est:

$$\frac{(3.57-3.01)}{3.57} = (16 \%).$$

II.1.3. Caractéristiques des membranes utilisées 0.45 µm et 0.8 µm.

A partir de notre étude bibliographique, on a la formule de **Darcy** :

$$J = \Delta p / \eta_0 (R_m + R_c) \quad (1).$$

J : Flux de perméat ($m^3/m^2.h$).

R_m : Résistance de la membrane neuve.

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

η_0 : viscosité dynamique du liquide.

Pour la microfiltration d'eau distillée $R_T = R_m$ où R_c est négligeable devant R_m

$$\text{Donc (1) devient } J = \Delta p / \eta_0 R_m \quad (2).$$

On prend $J = J_{\text{moy}}$

$$\Delta p = P_2 - P_1$$

$$P_2 = P_{\text{atm}} + P_{\text{HG}}$$

P_{HG} : pression hydrostatique

$$P_{\text{HG}} = \rho g h.$$

ρ : Masse volumique du liquide (eau) = 10^3 kg/m^3 .

g : accélération de pesanteur (10 m/s^2).

h : l'hauteur du liquide au dessus de la membrane (m), h est variable donc la pression hydrostatique est variable.

$$P_{\text{HG}} \ll P_{\text{atm}}$$

Donc on peut négliger la valeur de la pression hydrostatique devant la pression atmosphérique.

Exemple de calcul : pour $V=500 \text{ ml}$; $P_{\text{HG}} = P/S = mg/S_m = \rho g h$; P : le poids

S_m : surface de la membrane.

$$P_{\text{HG}} = (10^3 * 0.5000 * 10^{-3} * 10) / 1.735 * 10^{-3}.$$

$$P_{\text{HG}} = 2882 \text{ Pa}.$$

$$P_{\text{atm}} = 1.013 * 10^5 \text{ Pa}.$$

$$\Delta p = P_{\text{atm}} - P_1 = P_{\text{atm}} \quad (P_1 = P_{\text{vide}} = 0).$$

$$\text{D'après (2): } R_m = \Delta p / \eta_0 J_{\text{moy}} \quad (3)$$

$$\eta_0 = 10^{-3} \text{ (pas.s)}.$$

$$R_m = L/K \text{ où } k = L/R_m \quad (4)$$

L : l'épaisseur de la membrane exprimée en m.

K : Coefficient de perméabilité du milieu exprimé en m^2 .

$$R_m = 8L / \eta_p \pi r_p^4 \quad (5)$$

$$D'ou : n_p = 8L / R_m \pi r_p^4 \tag{6}$$

r_p : est le nombre des pores par unité de surface.

$$\epsilon_m = n_p \Pi r_p^2 \tag{7}$$

ϵ_m : porosité qui est égale au volume libre de la membrane / son volume total.

$$S_m = n_p * 2 \Pi * r_p / 1 - \epsilon_m \tag{8}$$

S_m : Surface spécifique égale à la surface des pores / volume du solide.

Le tableau (II.3) résume les caractéristiques des membranes (0,45 μm , 0,8 μm) à partir des formules citées ci dessus.

Tableau (II.3): Caractéristiques des membranes (0.45 μm , 0.8 μm).

Type de membrane	R_p (m)* 10^6	J_{moy} ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	$R_m(\text{m}^{-1})$	L (m)	N_p (nombres des pores /unité de surface)	ϵ_m	$S_m(\text{m}^{-1})$	K(m^2)
0.8 μm	0.4	12.17	$3*10^{10}$	$5*10^{-6}$	$1.66*10^{10}$	0.0083	$4.20*10^4$	$1.67*10^{-16}$
0.45 μm	0.225	7.98	$4.57*10^{10}$	$4.5*10^{-6}$	$9.79*10^{10}$	0.0156	$1.4*10^5$	$9.85*10^{-17}$

II.1.4 Microfiltration D'eau distillée sur les membranes : (0.45 μm , 0.8 μm).

La microfiltration d'une eau distillée (Tableau (II.1.4), figure (II.1.1)) donne des flux qui peuvent atteindre :

12.17 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ au moyenne pour la membrane à 0.8 μm .

7.98 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ au moyenne pour la membrane à 0.45 μm .

Tableau (II. 4) : valeurs des flux d'eau distillée sur les membranes de 0.45 µm et 0.8 µm.

0.45 µm		0.8 µm	
Temps (s)	Flux (m ³ /m ² h)	Temps (s)	Flux (m ³ /m ² h)
25	8.34	17	12.27
51	8.18	33	12.64
77	8.13	51	12.27
107	7.80	69	12.09
140	7.45	90	11.59

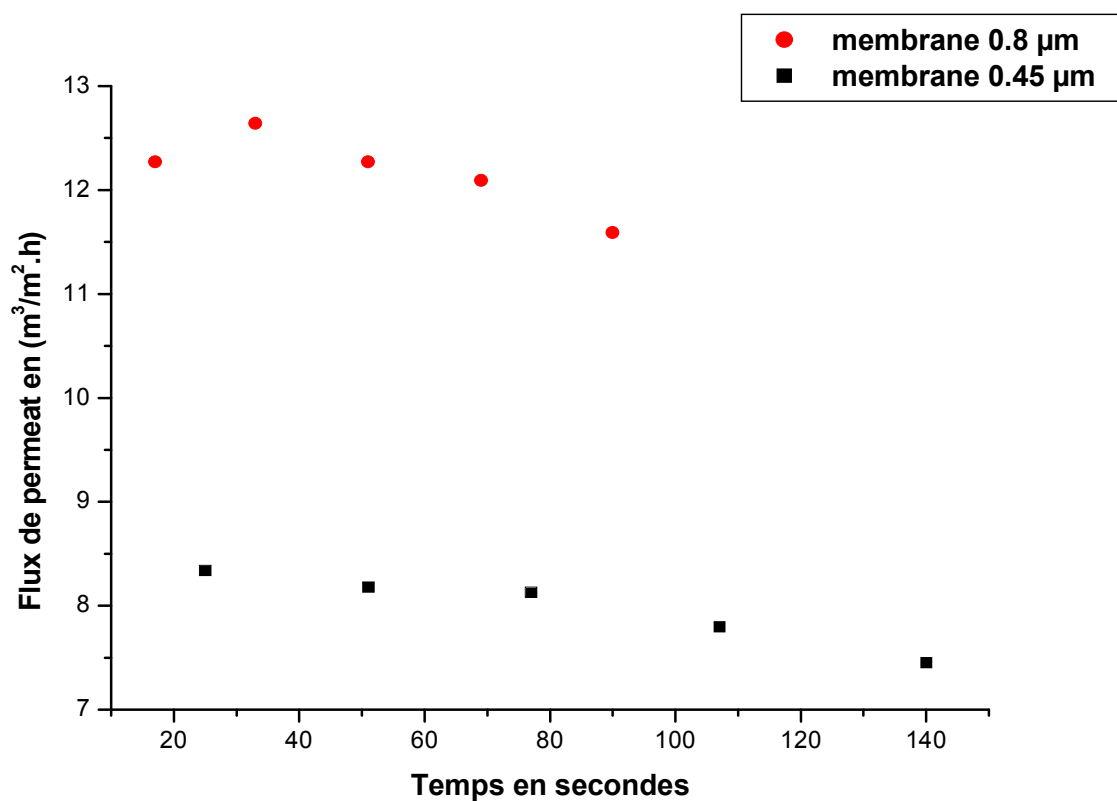


Figure (II.1) : Variation du flux de perméation d'eau distillée sur les deux membranes 0,45 µm et 0.8 µm

II.1.5 Microfiltration directe (sans prétraitement) d'eau brute sur les membranes 0.45 μm et 0.8 μm .

Tableau (II.5): présente l'évolution du flux en fonction du temps, pour les membranes de 0.45 μm et 0.8 μm .

Membrane 0.45 μm		Membrane 0.8 μm	
Temps (s)	Flux ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	Temps (s)	Flux ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)
30	6.95	19	10.98
67	6.23	42	9.93
96	6.52	66	9.48
135	6.18	97	8.6
186	5.61	135	7.72
238	5.26	166	7.54
302	4.83	215	6.79
354	4.71	258	6.47
421	4.46	315	5.96
494	4.22	391	5.33
586	3.91	457	5.02
689	3.63	539	4.64
783	3.46	616	4.40
894	3.27	720	4.06
1010	3.10	836	3.74
1159	2.88	932	3.58
1308	2.71	1030	3.44
1437	2.61	1133	3.31
1600	2.48	1238	3.20
1772	2.35	1373	3.04
1966	2.23	1528	2.87
2151	2.13	1703	2.69
2307	2.08	1857	2.58
2482	2.02	2023	2.47
2667	1.95	2229	2.34
2892	1.87	2419	2.24
3096	1.82	2619	2.15
3286	1.78	2771	2.11
3515	1.72	2971	2.04

D'après la figure (II.2) on constate que:

- le flux de perméat diminue au cours du temps, ce qui montre l'ampleur du colmatage, comparés avec les valeurs du flux d'eau distillée des différentes membranes figurent (II.2).
- la chute du flux d'eau brute des membranes 0.45 μm et 0.8 μm varie rapidement en fonction du temps.

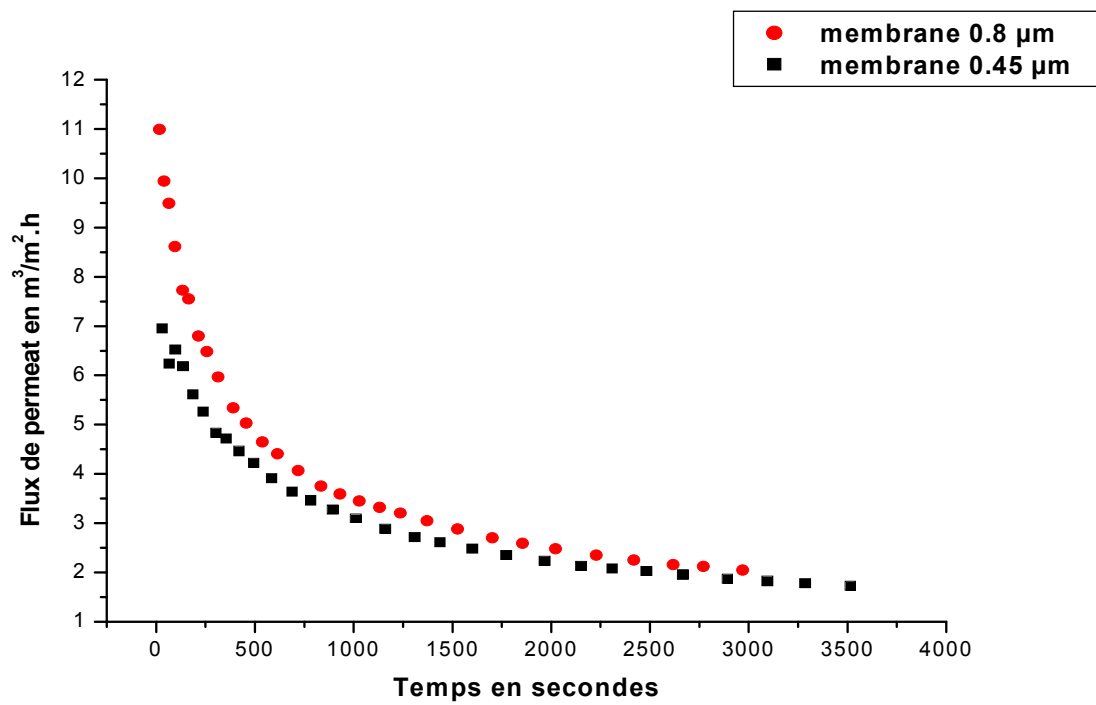


Figure (II.2) : Variation du flux de permeation d'eau brute sur les deux membranes 0,45 μm et 0.8 μm .

Tableau (II.6): présente l'évolution des résistances en fonction du temps, pour les membranes de 0.45 μm et 0.8 μm .

Membrane 0.45 μm		Membrane 0.8 μm	
Temps (s)	(R_m+R_c) en (Pa.s/m)	Temps (s)	(R_m+R_c) en (Pa.s/m)
30	1.45E+07	19	9.22E+06
67	1.61E+07	42	1.02E+07
96	1.62E+07	66	1.06E+07
135	1.63E+07	97	1.17E+07
186	1.80E+07	135	1.31E+07
238	1.92E+07	166	1.34E+07
302	2.09E+07	215	1.49E+07
354	2.15E+07	258	1.56E+07
421	2.27E+07	315	1.69E+07
494	2.40E+07	391	1.90E+07
586	2.59E+07	457	2.01E+07
689	2.79E+07	539	2.18E+07
783	2.92E+07	616	2.30E+07
894	3.09E+07	720	2.49E+07
1010	3.26E+07	836	2.70E+07
1159	3.51E+07	932	2.82E+07
1308	3.73E+07	1030	2.94E+07
1437	3.88E+07	1133	3.06E+07
1600	4.08E+07	1238	3.16E+07
1772	4.31E+07	1373	3.33E+07
1966	4.54E+07	1528	3.52E+07
2151	4.75E+07	1703	3.76E+07
2307	4.87E+07	1857	3.92E+07
2482	5.01E+07	2023	4.01E+07
2667	5.19E+07	2229	4.32E+07
2892	5.41E+07	2419	4.52E+07
3096	5.56E+07	2619	4.71E+07
3286	5.69E+07	2771	4.80E+07
3515	5.88E+07	2971	4.96E+07

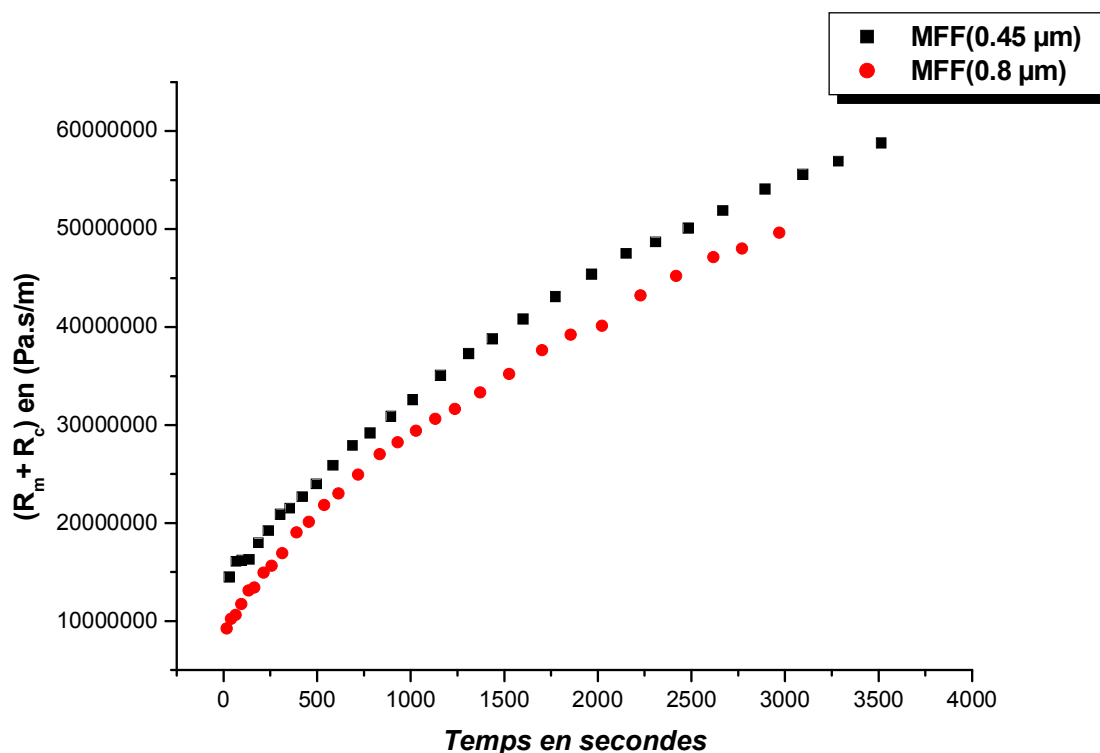


Figure (II.3): Influence de la membrane et de sa mise en œuvre sur la résistance additionnelle en fonction du temps dans le cas de la filtration de l'eau brute.

II.1.6 Caractérisation d'une eau par le Silt Density Index (SDI) et Modified Fouling Index (MFI) :

II.1.6.1 Silt Density Index (SDI):

Le Standard Density Index, plus connu sous son abréviation de SDI, est considéré comme l'indicateur le plus classique dans le domaine de la filtration membranaire. Il s'agit d'un test de l'American Society for Testing and Materials (ASTM, 1995) qui a été adopté en 1995 (test D 4189-95).

La détermination du SDI est basée sur la mesure de la vitesse à laquelle une membrane, ayant un diamètre de pores de $0,45\mu\text{m}$, se colmate à une pression constante (filtration frontale). La membrane utilisée est une Millipore HAWPO 4700 Type HA 47 mm. La pression amont est maintenue constante à 210 kPa (30 psi) et le perméat s'écoule à pression atmosphérique.

Le SDI se calcule comme suit (Schippers et Verdouw, 1980) :

$$SDI = \frac{(1 - \frac{t_1}{t_2})}{15} * 100 \quad (9)$$

Où :

t_1 est le temps nécessaire pour filtrer les premiers 500 ml de solution, une fois la pression ajustée à 30 psi,

t_2 est le temps nécessaire pour filtrer le deuxième (et dernier) volume de 500 ml.

La deuxième mesure (t_2) commence à 15 minutes du début de la filtration.

Si le terme $(1 - \frac{t_1}{t_2}) * 100$ est plus grand que 75, la deuxième mesure doit commencer après 10 ou même 5 min du début de la filtration.

L'équation précédente peut être formulée de la façon suivante (Schippers et Verdouw, 1980) :

$$SDI_{15} = \frac{1 - (\frac{500ml/500ml}{t_2/t_1})}{15} * 100$$

Cette équation montre que le SDI est en effet une mesure du pourcentage de diminution du taux de filtration par unité de temps.

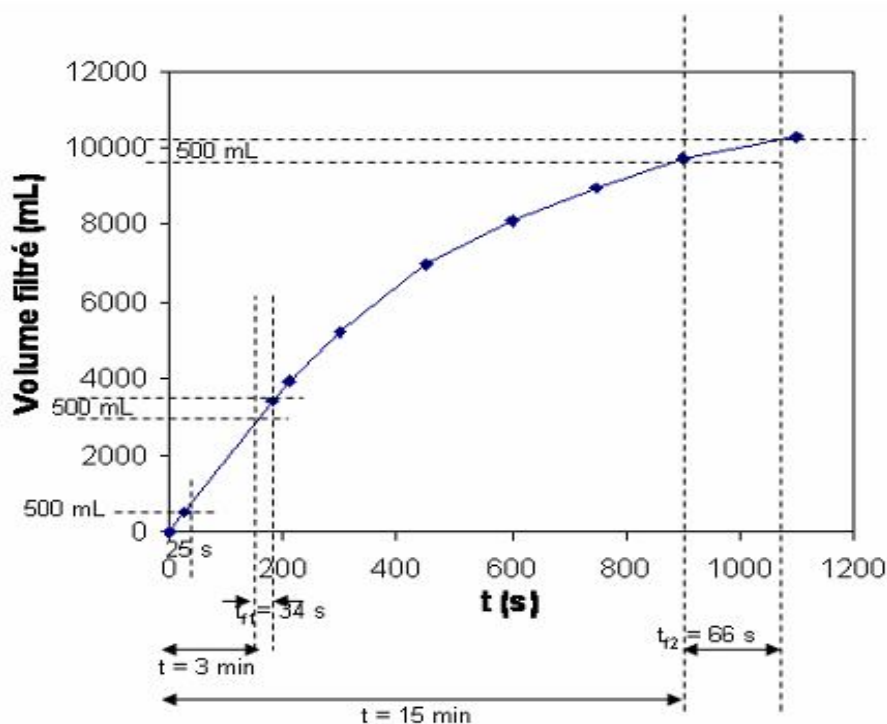


Figure (II.4) : Détermination du **SDI** pour d'eau brute

Selon la méthode définie par l'ASTM, un temps $t = 15$ minutes est nécessaire afin de préciser et normaliser la valeur de SDI. Cependant, il est difficile de mesurer le SDI_{15} pour une eau brute à cause du colmatage important et du flux relativement faible.

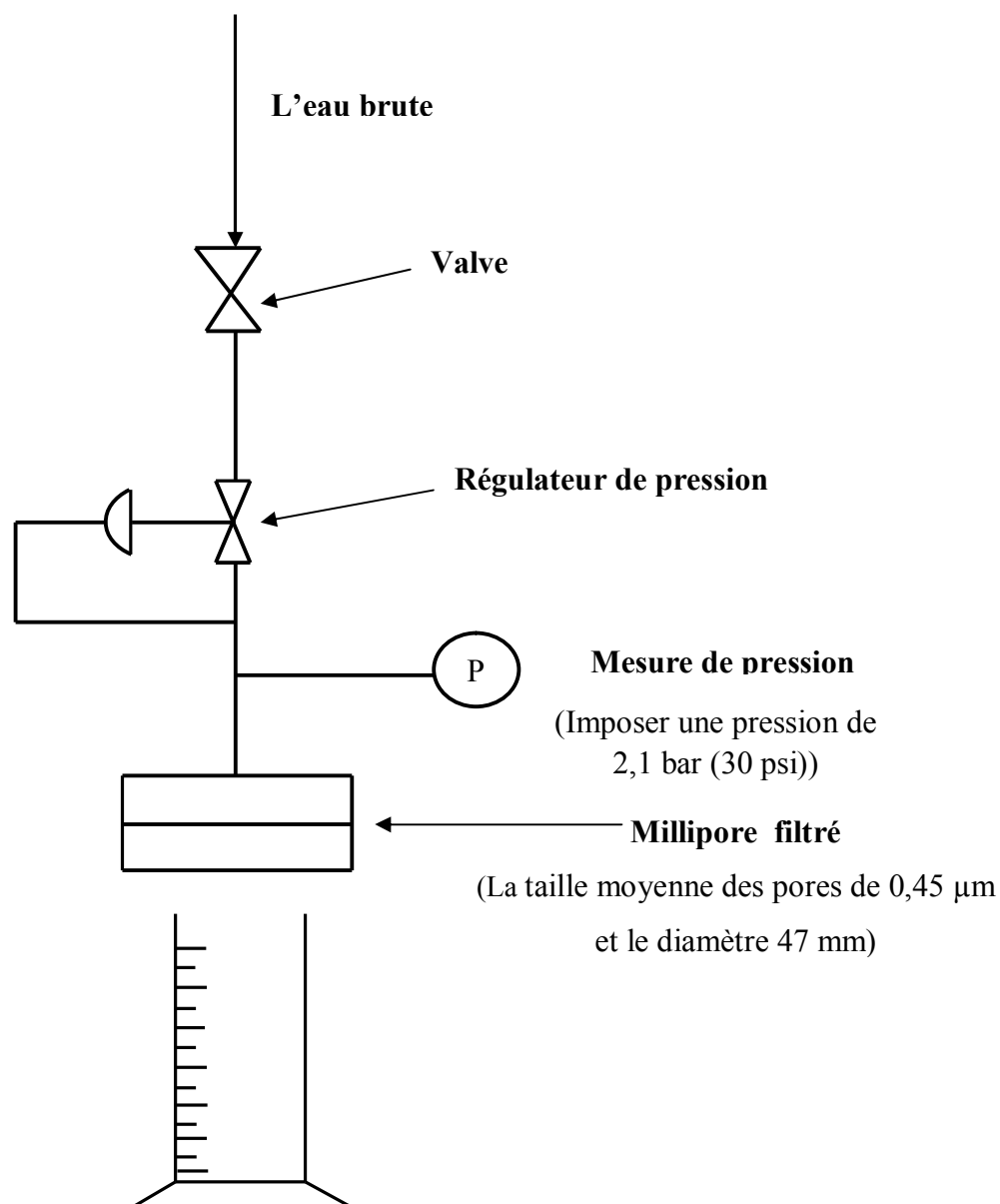
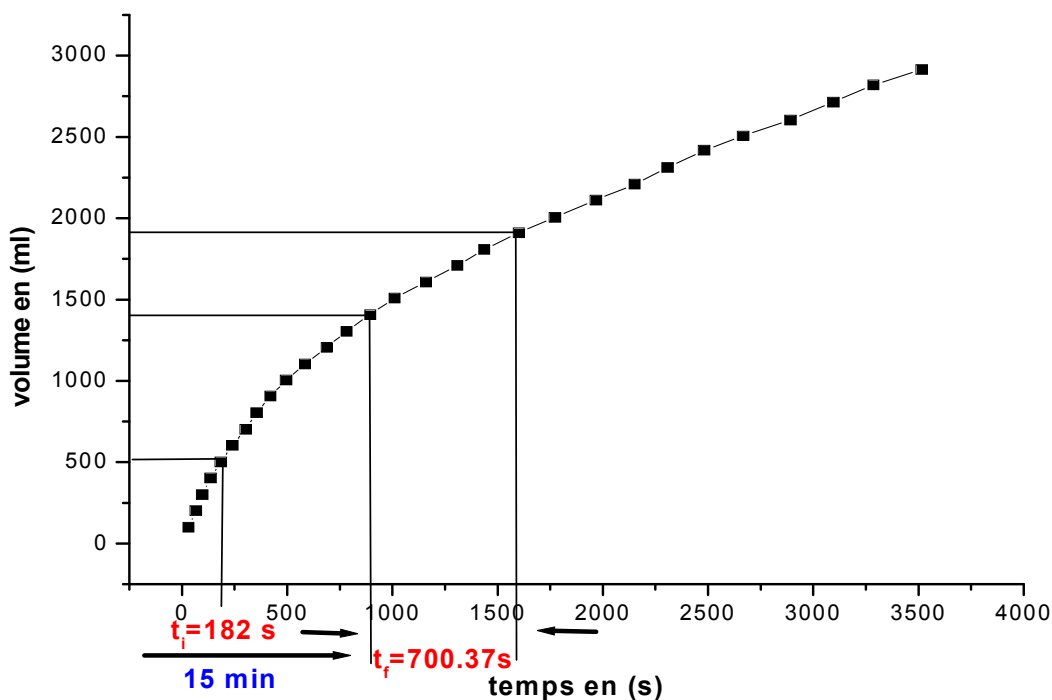


Figure (II.5) : Schéma de l'appareillage du SDI

L'avantage du SDI est que sa détermination est relativement facile. Il comporte par contre un désavantage majeur : ce test ne tient pas compte des différentes phases du colmatage de la membrane. En effet, comme cela est expliqué dans ce qui suit, on considère qu'il y a d'abord blocage des pores puis formation d'un gâteau. Tout dépendant de l'eau qui est testée, les mesures de SDI peuvent être faites en partie ou totalement avant la formation d'un gâteau ce qui complique l'interprétation des résultats. Pour pallier à ce problème un autre test a été développé. Ce dernier est présenté dans la section qui suit.

Tableau (II.7): Evolution du volume en fonction du temps pour 0.45 μm .

Le temps en (s)	Le volume en (ml)
30	100.48
67	201.17
96	301.65
135	402.08
186	502.89
238	603.34
302	702.99
354	803.56
421	904.92
494	1004.69
586	1104.26
689	1205.37
783	1305.67
894	1408.91
1010	1508.97
1159	1608.69
1308	1708.34
1437	1807.56
1600	1912.35
1772	2006.91
1966	2112.93
2151	2208.09
2307	2312.64
2482	2416.29
2667	2506.42
2892	2606.37
3096	2715.62
3286	2818.93
3515	2913.74



Figure(II.6) : Détermination du **SDI** pour d’eau brute sur la membrane 0.45 μm

Méthode de calcul du SDI :

$t_i = 182$ s nécessaire pour filtrer 500 mL de solution

$t_f = 700.37$ s nécessaire pour filtrer 500 mL de solution 15 minutes après le commencement de la mesure.

$$SDI_{15} = \frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) * 100}{T} = \frac{\left(1 - \frac{182}{700.37}\right) * 100}{15} = 4.93\% \text{ min}^{-1}$$

Selon le tableau (II.7) l’indice de colmatage dans l’intervalle entre (3 et 5), donc le caractère particulièrement colmatant de l’effluent à traiter est **colmatage classique**. [3]

SDI < 3	Peu ou pas de colmatage
3 > SDI < 5	Colmatage classique
SDI > 5	Colmatage excessif

L’interprétation SDI_{15} :

Le SDI_3 n’est pas validé par ce que le premier 500ml d’eau brute est qui passé après 3 minute et pour cela le test ASTM (American Society for Testing and Matériaux) D-4189, donc nous calculons l’inducteur SDI_{15} .

L'inconvénient majeur mis en évidence expérimentalement par Schippers [Schippers et Verdouw 1980⁸²] est la non-linéarité entre cet index et la concentration de la suspension. Ceci est principalement dû au fait que seule la filtration sur dépôt est prise en compte dans le SDI. De ce fait cet indicateur ne peut pas être considéré comme outil prédictif pour décrire l'évolution du flux en cours de filtration.

Tableau (II.8): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.45 μm .

Le volume en (ml)	t/v en (s/ml)
100.48	0.29
201.17	0.31
301.65	0.32
402.08	0.33
502.89	0.37
603.34	0.39
702.99	0.42
803.56	0.44
904.92	0.46
1004.69	0.49
1104.26	0.53
1205.37	0.57
1305.67	0.59
1408.91	0.63
1508.97	0.67
1608.69	0.72
1708.34	0.76
1807.56	0.79
1912.35	0.83
2006.91	0.88
2112.93	0.93
2208.09	0.97
2312.64	0.99
2416.29	1.03
2506.42	1.06
2606.37	1.11
2715.62	1.14
2818.93	1.16
2913.74	1.21

On observe dans le tableau (II.8) la variation l'inverse de débit est augment par rapport le volume du perméat au la variation de t/v et en fonction v. Donc le colmatage est un colmatage externe (filtration sur gâteau).

II.1.6.2 Modified Fouling Index (MFI):

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

La mesure du MFI est effectuée avec les mêmes membranes (0,45 µm) que la mesure du SDI. Cet indice a donc aussi pour objectif de caractériser la fraction particulaire des eaux plus que directement le colmatage des membranes microfiltration. Le volume filtré est mesuré à la pression transmembranaire 210 kPa (2,07 bar) toutes les 30 secondes pendant le temps maximum de 20 minutes.

Le MFI est défini graphiquement comme la pente de la courbe de l'inverse du débit en fonction du volume filtre (volume cumule) selon l'équation suivante :

$$\frac{\partial V}{\partial t} = \frac{\Delta P}{\mu} \frac{A}{(R_m + R_c)} \dots\dots\dots (10)$$

$$t = \frac{\mu V R_m}{\Delta P A} + \frac{\mu V^2 I}{2 \Delta P A^2} \dots\dots\dots (11)$$

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{\Delta P A} + \frac{\mu I}{2 \Delta P A^2} * V \dots\dots\dots (12)$$

$$\frac{t}{V} = a + MFI * V \dots\dots\dots (13)$$

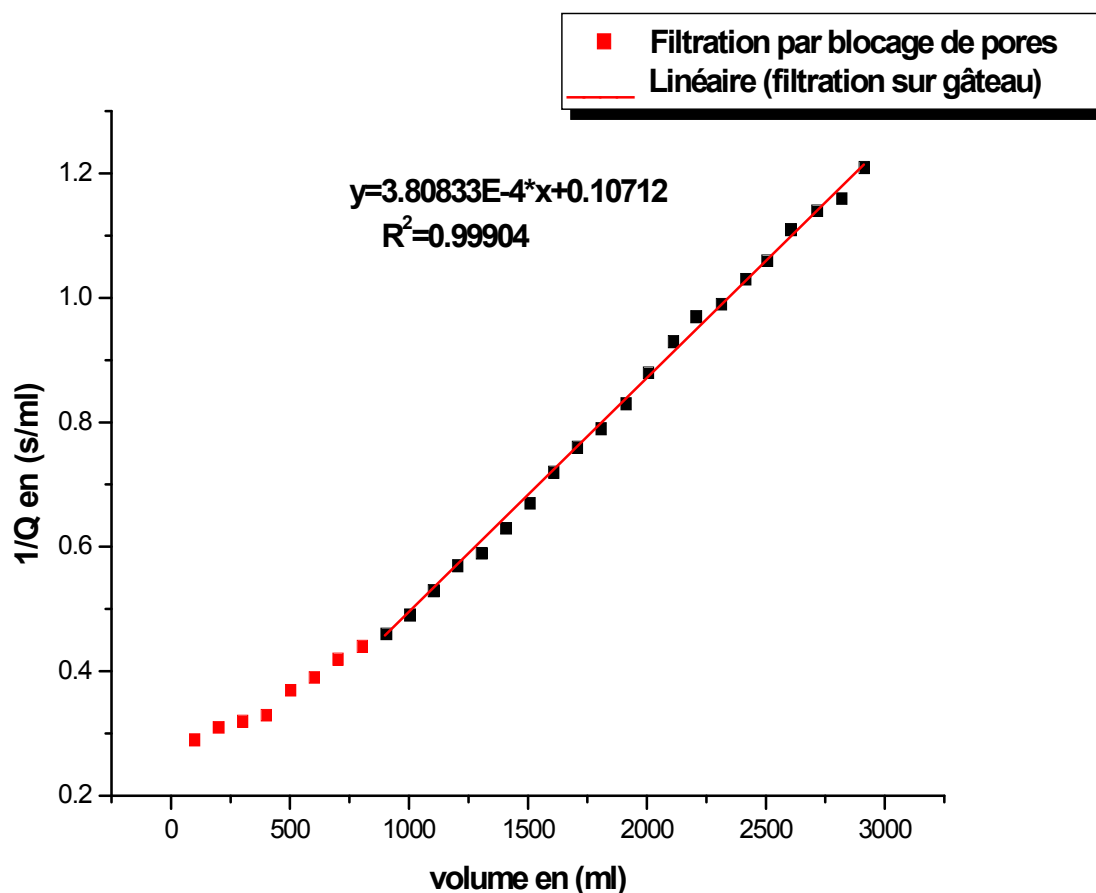
Avec :

- R_m : résistance de la membrane,
- R_c : résistance du gâteau,
- A : surface de membrane,
- I : mesure du potentiel de colmatage,
- V : Le volume filtré,

Le MFI peut être calculé par :

$$\frac{t}{v} = MFI * v + a \quad (14)$$

La partie linéaire de la courbe obtenue en traçant t/V en fonction du volume filtré V décrit la filtration de dépôt et de gel et elle est utilisée pour la détermination du MFI comme présenté ci-dessus :



Figure(II.7) : Détermination du **MFI** pour d'eau brute sur la membrane 0.45 μm

Méthode de calcul de MFI :

Pour Déterminer le **MFI** on a :

$$\left[\begin{array}{l} \frac{t}{v} = \text{MFI} * v + a \\ y = 3.80833E - 4 * x + 0.18333 \end{array} \right. \quad (14)$$

Les deux équations on trouve :

Avec on fonction :

$$\frac{t}{v} = 3.80833E - 4 * v + 0.18333$$

Donc MFI est égale :

$$\text{MFI} = 380.83 \text{ s/l}^2$$

II.1.6.2.1 Modèle d'obstruction Standard (standard blocking model (SBM)):

Quand les particules colloïdales sont plus petites que les pores, elles passent à travers les pores. Cependant, fractions de ces particules sont déposées sur la surface interne du pore, entraînant l'obstruction du pore. Le développement de l'équation de ce modèle est basé sur l'hypothèse que le volume du pore décroît proportionnellement au volume du filtrat.

L'abaissement du volume du filtrat peut être présenté par l'équation suivante :

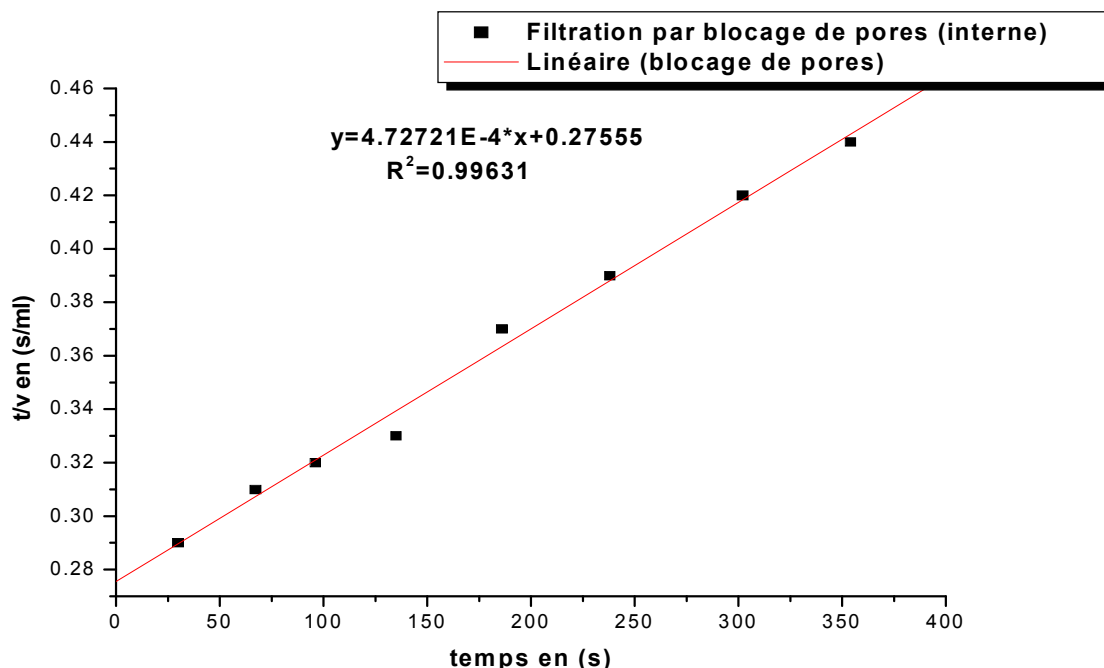
$$t/V = 1/Q_0 + k/2*t \quad (15)$$

En tenant compte de l'équation (1), à la fin de la période du modèle (SBM), pour une solution contenant uniquement de colloïdes (avec lesquels il ne doit pas y avoir de dépôt de particules ou de colmatage externe de la membrane dû aux colloïdes), le flux de filtrat peut être exprimé par :

$$J = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c)} \quad (16)$$

Tableau (II.8.1): Evolution de l'inverse du débit en fonction du temps pour 0.45 μm .

Le temps en (s)	t/v en (s/ml)
30	0.29
67	0.31
96	0.32
135	0.33
186	0.37
238	0.39
302	0.42
354	0.44



Figure(II.8) : Validation de modèle (Standard blocking model (SBM)).

II.1.6.2.2 Modèle du gâteau filtrant (cake filtration model CFM) :

Le modèle est applicable sous les conditions suivantes :

- a)- lorsque la taille de la particule est plus grande que celle du pore.
- b)- quand les pores sont suffisamment obstrués par les colloïdes, aboutissant à une condition dans laquelle les pores sont plus petits que les colloïdes et particules.

Les particules colloïdales filtrées se déposent donc sur la surface de la membrane, et l'abaissement du volume de filtrat peut être décrit comme suit :

$$t/V = 1/Q_0 + k/2 * V \quad (17)$$

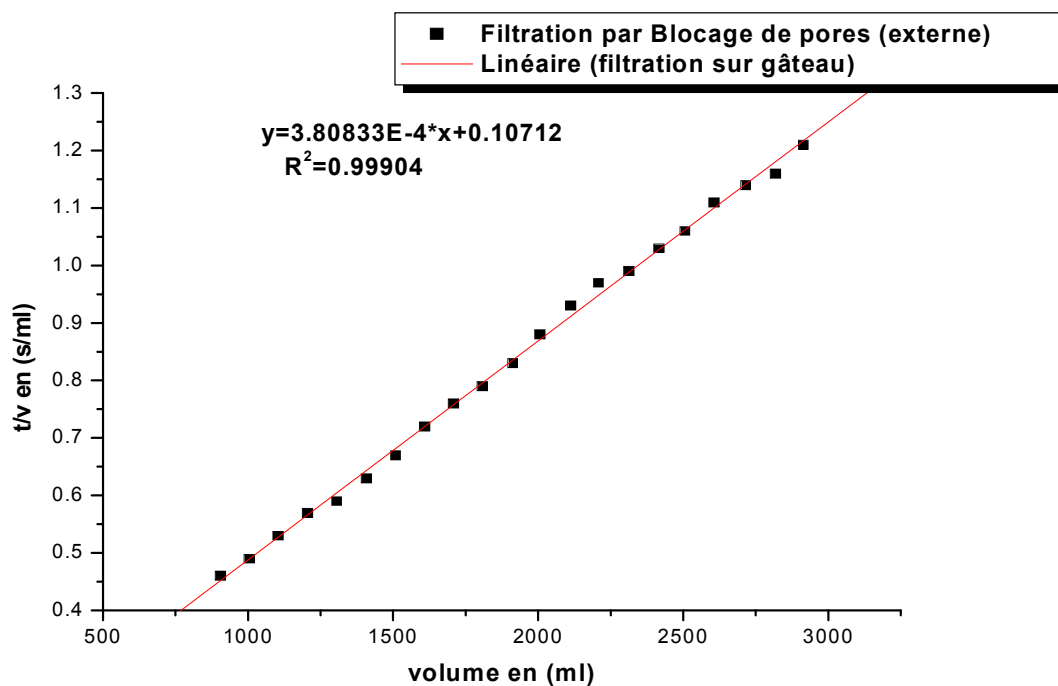
Comme dans le modèle SBM, la résistance totale à la fin de la période de filtration pour une solution contenant seulement des colloïdes peut être exprimée par :

$$J = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_{ci} + R_{ce})} \quad (18)$$

Ainsi, pendant la filtration d'une solution contenant seulement des colloïdes, la période initiale de filtration peut être exprimée (ou décrite) par le modèle SBM. Plus tard, quand les pores de la membrane sont suffisamment obstrués par les colloïdes, le procédé de filtration doit suivre le CFM. Ici on devrait noter que l'équation (17), qui explique le modèle du gâteau filtrant, provient en supposant que le dépôt de particules/colloïdes sur la surface de la membrane est proportionnel au volume du filtrat.

Tableau (II.8.2): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.45 µm.

Le volume en (ml)	t/v en (s/ml)
904.92	0.46
1004.69	0.49
1104.26	0.53
1205.37	0.57
1305.67	0.59
1408.91	0.63
1508.97	0.67
1608.69	0.72
1708.34	0.76
1807.56	0.79
1912.35	0.83
2006.91	0.88
2112.93	0.93
2208.09	0.97
2312.64	0.99
2416.29	1.03
2506.42	1.06
2606.37	1.11
2715.62	1.14
2818.93	1.16
2913.74	1.21



Figure(II.9) : Validation de modèle (cake filtration model (CFM)).

Tableau (II. 9): Evolution du volume en fonction du temps pour la membrane de 0.8 μm .

Le temps en (s)	Volume (ml)
19	100.54
42	200.99
66	301.54
97	402.04
135	502.28
166	603.22
215	703.56
258	804.49
315	904.80
391	1004.38
457	1105.65
539	1205.32
616	1306.26
720	1408.82
836	1506.68
932	1608.04
1030	1707.62
1133	1807.40
1238	1909.27
1373	2011.59
1528	2113.49
1703	2207.82
1857	2309.02
2023	2408.18
2229	2513.75
2419	2611.44
2619	2713.75
2771	2817.83
2971	2920.98

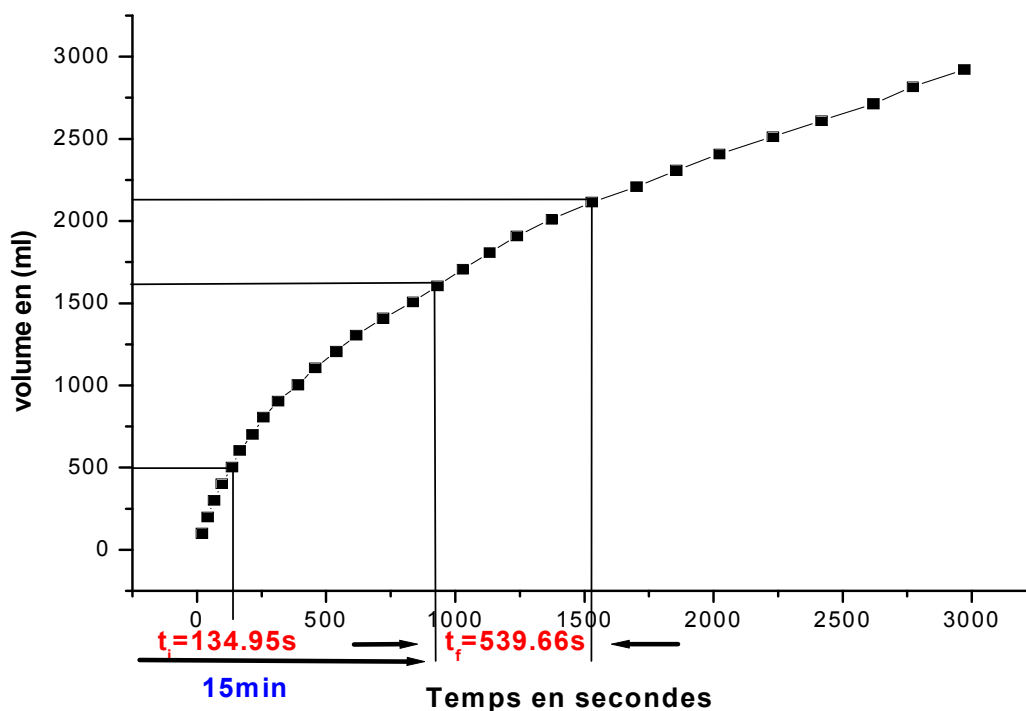


Figure (II.10) : Détermination du **SDI** pour d'eau brute sur la membrane 0.8 μm

Méthode de calcul du SDI :

$t_i = 134.95$ s nécessaire pour filtrer 500 mL de solution

$t_f = 539.66$ s nécessaire pour filtrer 1500 mL de solution 15 minutes après le commencement de la mesure.

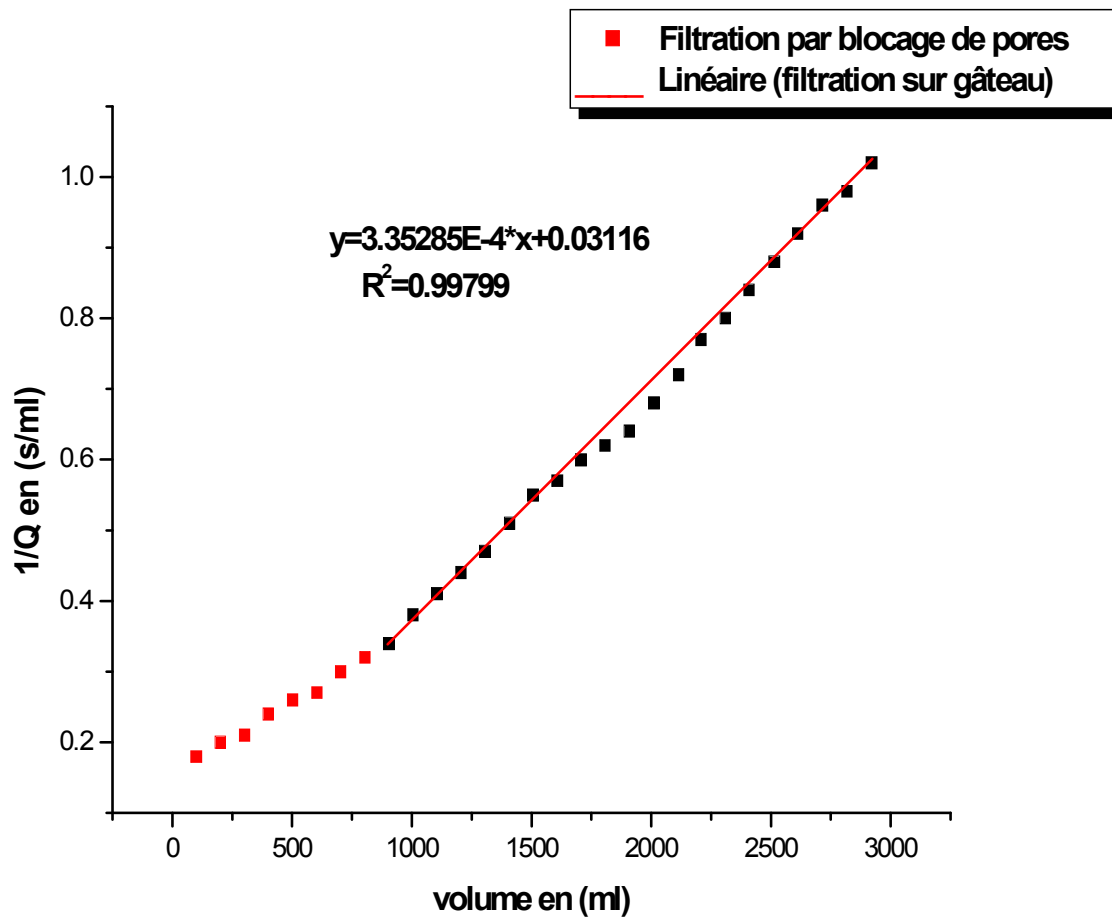
$$SDI_{15} = \frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) * 100}{T} = \frac{\left(1 - \frac{134.95}{539.66}\right) * 100}{15} = 4.99 \% \text{ min}^{-1}$$

SDI < 3	Peu ou pas de colmatage
3 > SDI < 5	Colmatage classique
SDI > 5	Colmatage excessif

Selon le tableau (II.8) l'indice de colmatage dans l'intervalle entre (3 et 5), donc le caractère particulièrement colmatant de l'effluent à traiter est **colmatage classique**. [3]

Tableau (II.10): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.8 μm .

Volume (ml)	t/v en (s/ml)
100.54	0.18
200.99	0.20
301.54	0.21
402.04	0.24
502.28	0.26
603.22	0.27
703.56	0.30
804.49	0.32
904.80	0.34
1004.38	0.38
1105.65	0.41
1205.32	0.44
1306.26	0.47
1408.82	0.51
1506.68	0.55
1608.04	0.57
1707.62	0.60
1807.40	0.62
1909.27	0.64
2011.59	0.68
2113.49	0.72
2207.82	0.77
2309.02	0.80
2408.18	0.84
2513.75	0.88
2611.44	0.92
2713.75	0.96
2817.83	0.98
2920.98	1.02



Figure(II.11) : Détermination du **MFI** pour d'eau brute sur la membrane 0.8 μm

Méthode de calcul de MFI :

Pour Déterminer le **MFI**

On a:

$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI * v + a \\ y = 3.35285E - 4 * x + 0.03253 \end{cases} \quad (14)$$

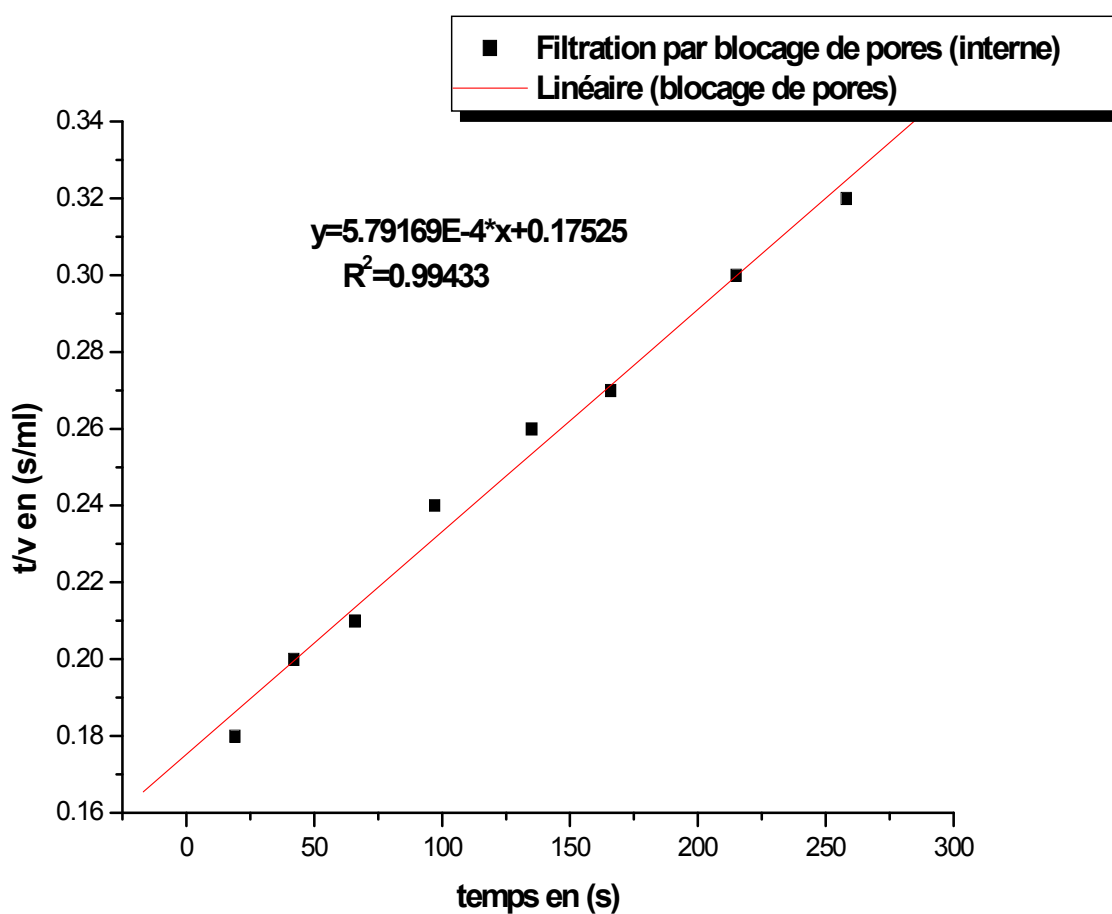
Donc MFI est égale :

$$\frac{t}{v} = 3.35285E - 4 * v + 0.03253$$

$$\mathbf{MFI = 335.28 \text{ s/l}^2}$$

Tableau (II.10.1): Evolution de l'inverse du débit en fonction du temps pour 0.8 μm :

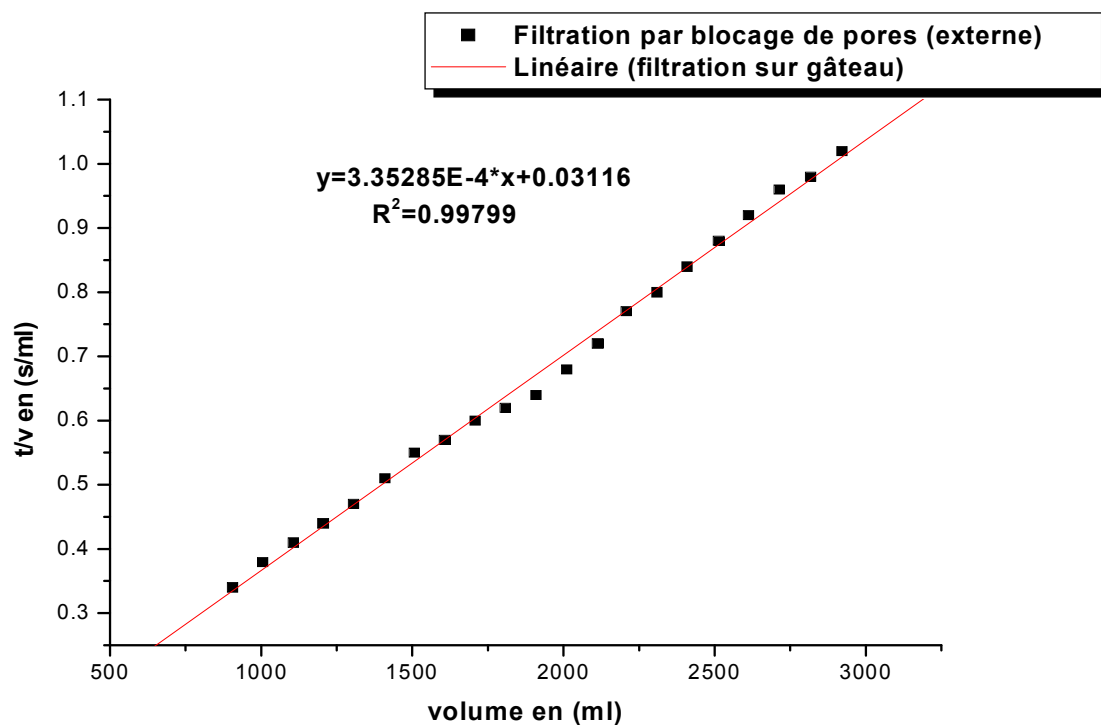
Le temps en (s)	t/v en (s/ml)
19	0.18
42	0.20
66	0.21
97	0.24
135	0.26
166	0.27
215	0.30
258	0.32



Figure(II.12) : Validation de modèle (standard blocking model (SBM)).

Tableau (II.10.2): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour 0.8 μm .

Volume (ml)	t/v en (s/ml)
904.80	0.34
1004.38	0.38
1105.65	0.41
1205.32	0.44
1306.26	0.47
1408.82	0.51
1506.68	0.55
1608.04	0.57
1707.62	0.60
1807.40	0.62
1909.27	0.64
2011.59	0.68
2113.49	0.72
2207.82	0.77
2309.02	0.80
2408.18	0.84
2513.75	0.88
2611.44	0.92
2713.75	0.96
2817.83	0.98
2920.98	1.02



Figure(II.13) : Validation de modèle (cake filtration model (CFM)).

II.2 Lutte contre le colmatage des membranes

II.2.1 Décolmatage de la membrane 0.45 μm par lavage inverse

On a essayé de décolmater la membrane 0.45 μm par inversement de ces faces en utilisant l'eau microfiltré. Le tableau (II.10) suivant illustre l'effet du temps sur le flux de l'eau à travers la membrane.

Tableau (II.11) : Valeurs du flux de Décolmatage par lavage inverse sur la membrane 0,45 μm . [1]

Temps (s)	115	245	352	521	700	910	1115	1296	1538	1780	1988	2300
Flux ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$)	1.81	1.70	1.78	1.60	1.49	1.37	1.31	1.29	1.22	1.17	1.15	1.09

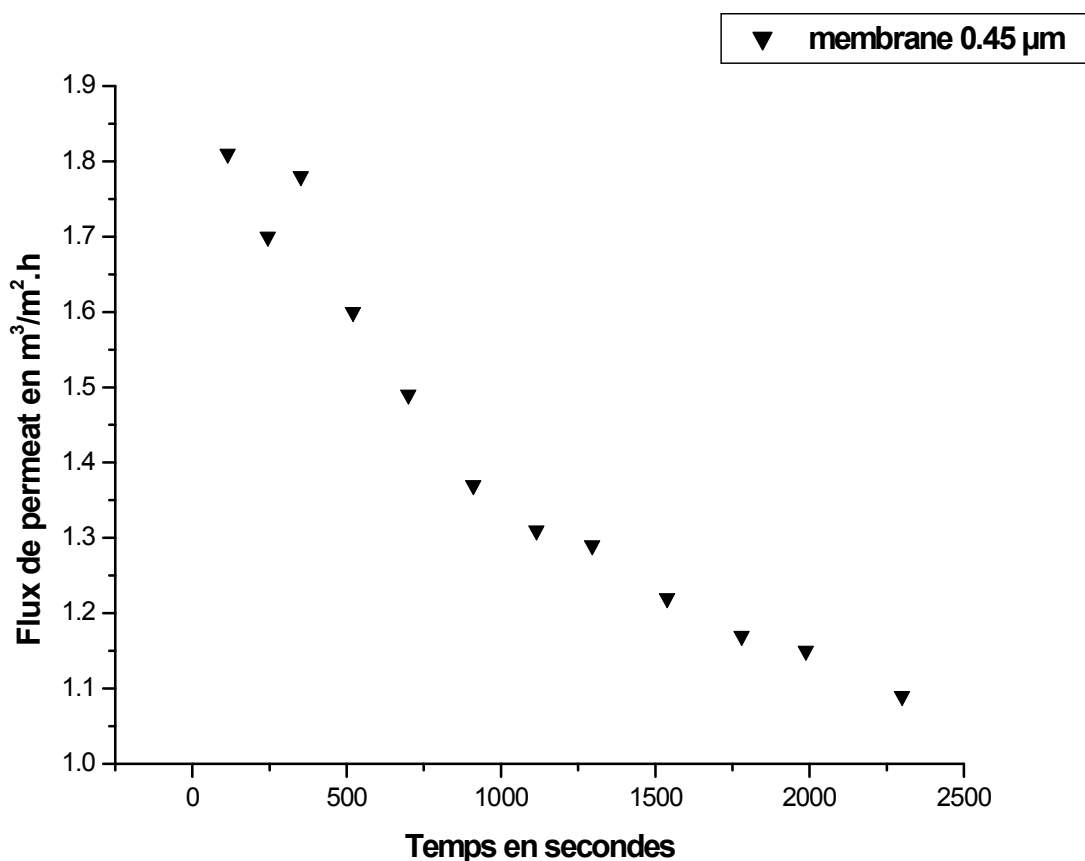


Figure (II.14): Variation du flux de perméat au cours du temps sur une membrane de 0.45 μm après lavage inverse.

Tableau (II.12): Evolution du volume en fonction du temps pour la membrane de 0.45 μm .

Temps (s)	Volume en (ml)
115	100.32
245	200.73
352	301.96
521	401.75
700	502.66
910	600.84
1115	703.95
1296	805.73
1538	904.30
1780	1003.69
1988	1101.82
2300	1208.23

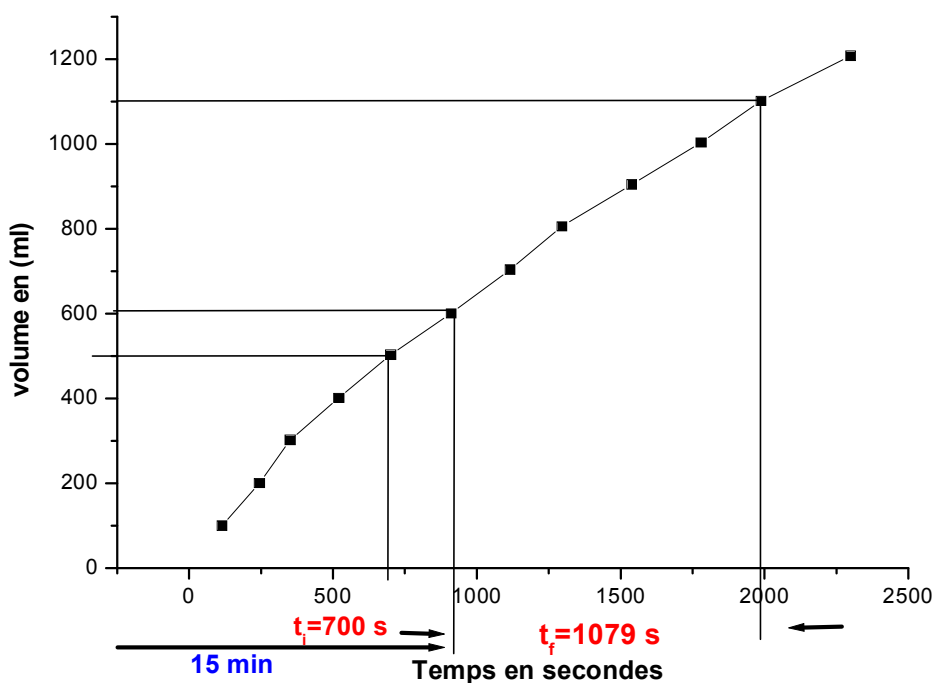


Figure (II.15) : Détermination du *SDI* pour d'eau brute prétraitée par lavage inverse

Méthode de calcul du SDI :

$t_i = 700$ s nécessaire pour filtrer 500 mL de solution

$t_f = 1079$ s nécessaire pour filtrer 500 mL de solution 15 minutes après le commencement de la mesure.

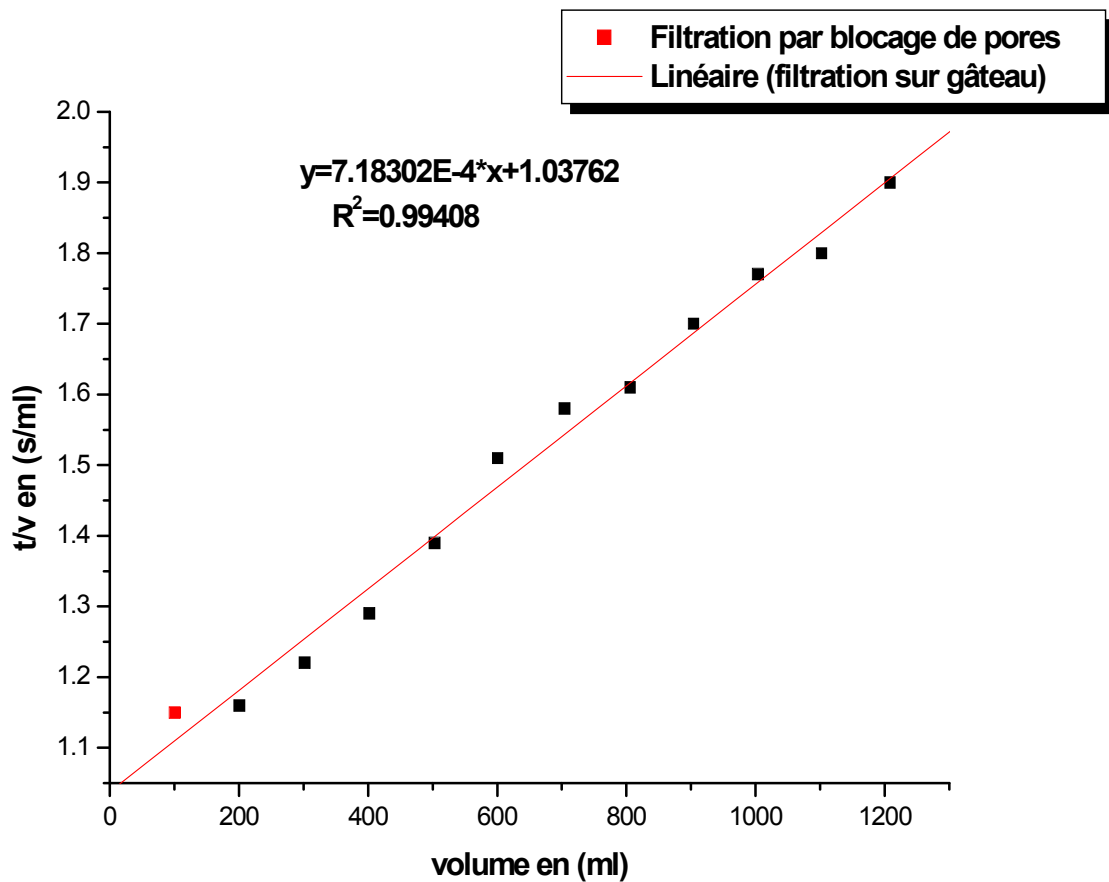
$$SDI_{15} = \frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) * 100}{T} = \frac{\left(1 - \frac{700}{1079}\right) * 100}{15} = 2.34 \% \text{ min}^{-1}$$

Selon le tableau (II.11) l'indice de colmatage inférieur 3, donc le caractère particulièrement colmatant de l'effluent à traiter est **Peu ou pas de colmatage**. [3]

SDI < 3	Peu ou pas de colmatage
$3 > SDI < 5$	Colmatage classique
$SDI > 5$	Colmatage excessif

Tableau (II.13): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 μm .

Volume en (ml)	t/v en (s/ml)
100.32	1.15
200.73	1.16
301.96	1.22
401.75	1.29
502.66	1.39
600.84	1.51
703.95	1.58
805.73	1.61
904.30	1.70
1003.69	1.77
1101.82	1.80
1208.23	1.90



Figure(II.16) : Détermination du **MFI** pour d'eau brute prétraitée par lavage inverse

Méthode de calcul de MFI :

Pour Déterminer le **MFI**

On a:

$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI * v + a \\ y = 7.18302E - 4 * x + 1.03762 \end{cases} \quad (14)$$

Par conformation deux équations on trouve :

$$\frac{t}{v} = 7.18302E - 4 * v + 1.03762$$

Donc MFI est égale :

$$\mathbf{MFI = 718.302 \text{ s/l}^2}$$

II.2.2 Décolmatage de la membrane 0,8 μm par nettoyage chimique périodique :

On a essayé de décolmater la membrane 0.8 μm par nettoyage chimique périodique, en utilisant la soude (NaOH) de 1N. Les résultats sont donnés par le tableau (II.13).

Tableau (II.14): Valeurs du flux de Décolmatage par nettoyage chimique (soude de 1 N) sur la membrane 0.8 μm . [1]

Temps (s)	35	62	94	121	157	176	189	204	217	235	251	267	287
Flux ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$)	5.96	6.73	6.66	6.89	6.64	7.11	7.72	8.18	8.65	8.88	9.14	9.37	9.45

Donc par le nettoyage chimique on constate que le flux de perméat est nettement amélioré, par contre le lavage inverse est peu efficace.

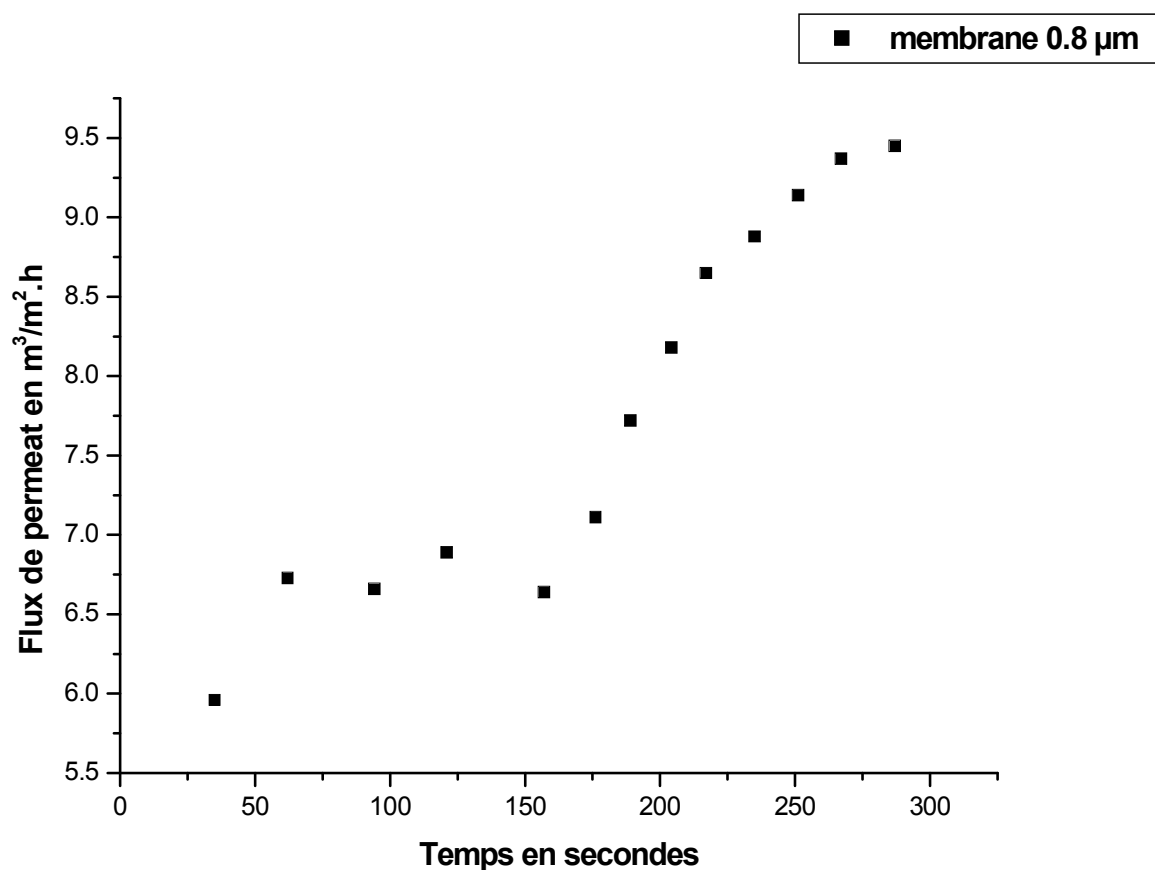


Figure (II.17): Variation de flux de perméat au cours du temps sur une membrane de 0.8 μm après nettoyage chimique.

Tableau (II.15): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.8 μm .

Volume en (ml)	t/v en (s/ml)
100.53	0.34
201.09	0.30
301.72	0.31
401.79	0.30
502.42	0.31
603.08	0.29
703.19	0.26
804.23	0.25
904.63	0.24
1005.72	0.23
1105.65	0.22
1205.72	0.22
1307.11	0.21

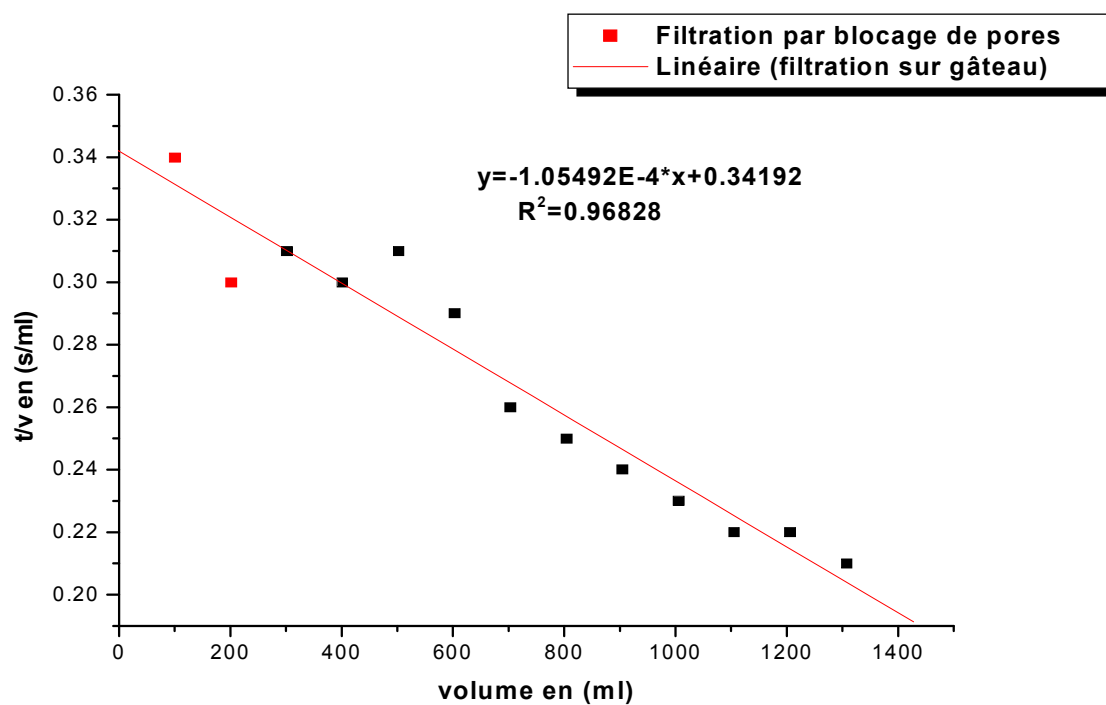


Figure (II.18) : Détermination du **MFI** pour une d'eau brute prétraitée par nettoyage chimique.

II.2.3. Essais d'adsorption :

Au cours de la MF directe de l'eau brute, la couleur du dépôt obtenu sur les deux membranes 0.45µm et 0.8 µm est jaune et vert. Cette couleur est témoin de l'existence d'un fort taux de matières organiques qui indique probablement la présence des substances humiques dans l'eau brute. Afin de réduire la concentration de la matière organique on a choisi l'adsorption comme moyen de prétraitement. Les essais d'adsorption, de la matière organique sur les adsorbants utilisés sont effectués à différentes concentrations de bentonite et de charbon actif.

II.2.3.1 Couplage: adsorption sur bentonite suivi de microfiltration

La bentonite, qui joue le rôle de coagulant- flocculant en milieu acide à pH inférieur à 5, a été utilisée sous forme de suspension.

Cette argile smectique est utilisée pour améliorer la coagulation d'eau fortement chargée, surtout lorsque l'objectif majeur est la décoloration de l'eau.

L'analyse de l'eau brute avant et après le prétraitement par la bentonite, suivie de microfiltration est donnée par les deux tableaux (II.16) et (II.17).

Tableau (II.16) : les paramètres analysés de l'eau avant la microfiltration.[1]

Paramètres analysés	T (°C)	pH	Turbidité (NUT)	Matière organique (mg/l)
Eau brute	17.7	8.3	7.5	3.38

Essai de jar test :

Les étapes suivantes ont été respectées:

1- vitesse rapide 200 tr/min; 2 - vitesse lente 30 tr/min; 3- décantation 30 min.

Les résultats de l'essai de jar test sont mentionnés dans le tableau (II.17), obtenus à différentes concentrations de bentonite.

Tableau (II.17) : les paramètres analysés de l'eau après prétraitement par bentonite[1]

Concentrations de bentonite	10 mg / l	20 mg / l	30 mg / l	40 mg / l	50 mg / l	60 mg / l
pH	8.3	8.35	8.39	8.42	8.45	8.5
Turbidité (NUT)	7.4	6.9	5.5	3.2	3.5	3.3
T (°C)	17.3	17.7	17.7	17.8	17.7	17.9
Matière organique (mg/l)	3.06	2.90	2.78	2.66	2.58	2.56

NB : La matière organique dissoute après prétraitement a été déterminée par analyse chimique à savoir l'oxydation par KMnO_4 (voir annexe).

L'eau prétraitée par la bentonite à la dose optimale de 40 mg/l a été microfiltrée sur une membrane de 0.45 μm . Les résultats sont donnés par le tableau (II.18).

Tableau (II.18): Valeurs des flux après prétraitement par bentonite sur la membrane de 0.45 μm . [1]

	V (ml)	100	200	300	400	500	600	700	800
Eau brute	t(s)	29	43	65	94	124	163	198	231
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	7.19	9.7	9.62	8.87	8.41	7.67	7.37	7.22
10 mg/l	t(s)	47	121	201	302	415	748	892	1012
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	4.43	3.44	3.11	2.76	2.51	1.67	1.63	1.64
20 mg/l	t(s)	24	37	72	100	133	302	362	410
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	8.69	11.27	8.69	8.34	7.84	4.14	4.03	4.07
30 mg/l	t(s)	28	57	86	121	156	192	235	280
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	7.45	7.31	7.27	6.89	6.68	6.51	6.21	5.96
40 mg/l	t(s)	26	41	63	88	112	157	192	228
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	10.43	10.17	9.93	9.48	9.31	7.97	7.6	7.31
50 mg/l	t(s)	37	80	123	175	228	299	321	483
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	5.63	5.21	5.08	4.76	4.57	4.19	4.54	3.45
60 mg/l	t(s)	35	70	105	150	198	286	360	529
	J ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	5.96	5.96	5.96	5.56	5.24	4.37	4.05	3.15

D'après ces résultats donnés par les deux tableaux (II.17) et (II.18) et la figure (II.20) on constate :

- la chute de la turbidité de 7.5 (eau brute) jusqu'à 3.2 pour une concentration de bentonite égale à 40 mg/l.
- les flux de perméat après la microfiltration sont nettement améliorés à concentration de bentonite égale à 40 mg/l. Donc la dose optimale de bentonite est égale à 40 mg /l.

Pour les autres concentrations de bentonite, les flux de perméat après le prétraitement sont inférieurs à ceux obtenus avant le prétraitement malgré que la quantité de la matière organique adsorbée soit supérieure à celle correspondante à la dose optimale. Donc les membranes sont colmatées par la suspension colloïdale de bentonite.

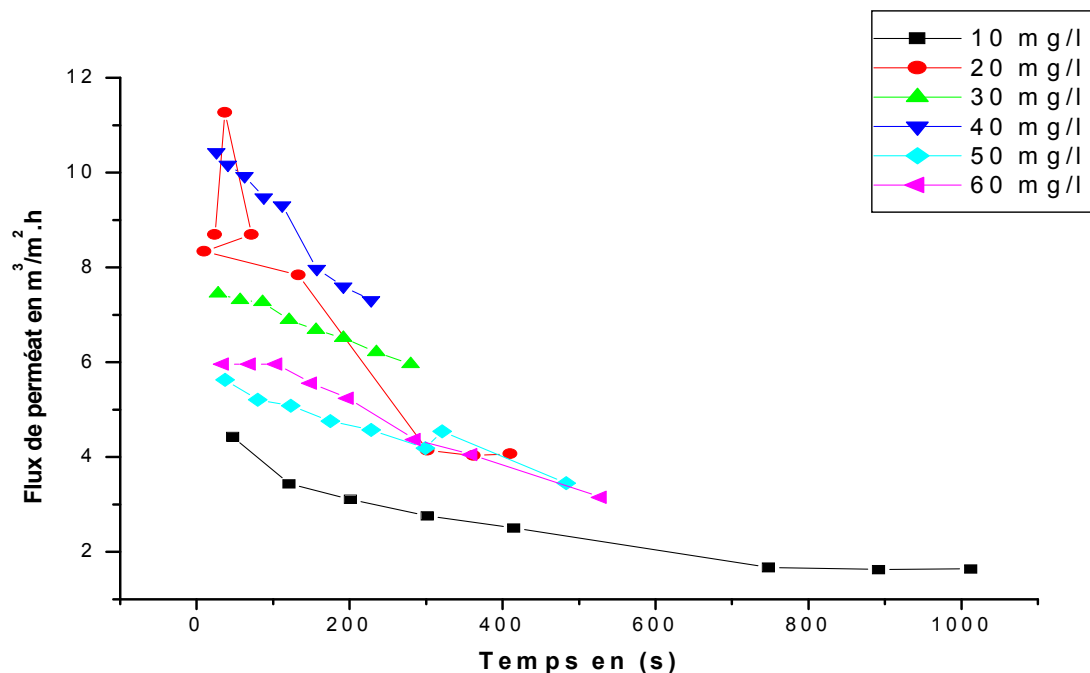
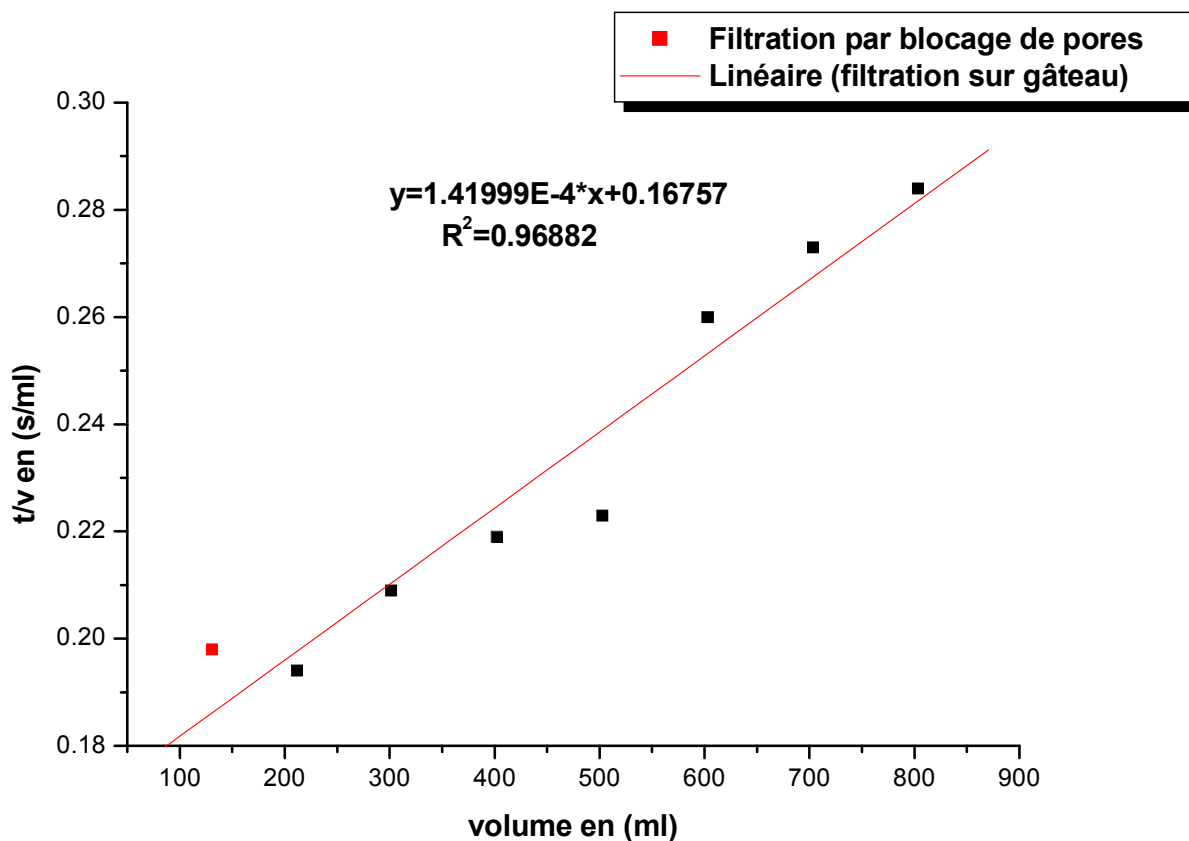


Figure (II.19) : Variation du flux de perméation d’eau brute prétraitée par bentonite sur la membrane de 0.45 µm.

Tableau (II.19): Evolution de l’inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 µm.

Volume en (ml)	t/v en (s/ml)
130.69	0.198
211.62	0.194
301.49	0.209
402.05	0.219
502.53	0.223
603.05	0.260
703.25	0.273
803.24	0.284



Figure(II.20) : Détermination du **MFI** pour d'eau brute prétraitée par bentonite sur la membrane de 0.45 μm .

Méthode de calcul de MFI :

Pour Déterminer le **MFI**

On a:

$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI * v + a \\ y = 1.41999E - 4 * x + 0.16757 \end{cases} \quad (14)$$

Donc MFI est égale :

$$\frac{t}{v} = 1.41999E - 4 * v + 0.16757$$

$$\mathbf{MFI = 141.99 \text{ s/l}^2}$$

II. 2.3.2 Couplage adsorption sur charbon actif /microfiltration

L'analyse de l'eau brute avant et après le prétraitement par le charbon actif suivi de microfiltration est donnée par les deux tableaux (II.20) et (II.21).[1]

Différentes concentrations	5 mg/l	10 mg/l	15 mg/l	20 mg/l	25 mg/l	30 mg/l
pH	7.68	7.62	7.57	7.53	7.46	7.38
T (°C)	17	16.9	16.9	17.1	17	17.2
Turbidité (NUT)	7.4	6.8	6.5	5.9	5.5	0.7
Matière organique (mg /l)	3.4	3.11	2.78	2.45	2.15	1.4

L'eau prétraitée par le charbon actif à différentes concentrations a été microfiltrée sur une membrane de 0.45 µm.

Les résultats sont donnés par le tableau (II.21).

Tableau (II.21) : Valeurs des flux après prétraitement par charbon actif.[1]

	V (ml)	100	200	300	400	500	600	700	800
Eau brute	t(s)	27	44	65	80	106	132	158	198
	J (m ³ /m ² h)	7.72	9.48	9.62	10.93	9.38	9.48	9.24	8.42
5 mg/l	t(s)	29	48	70	98	123	148	178	205
	J (m ³ /m ² h)	7.19	8.69	8.94	8.51	8.47	8.40	8.20	8.14
10 mg/l	t(s)	36	56	69	93	120	146	177	210
	J (m ³ /m ² h)	5.80	7.45	9.09	8.97	8.70	8.57	8.24	7.94
15 mg/l	t(s)	34	61	90	125	164	198	234	278
	J (m ³ /m ² h)	6.13	6.84	6.95	6.67	6.36	6.32	6.24	6
20 mg/l	t(s)	22	45	68	92	117	139	164	188
	J (m ³ /m ² h)	9.48	9.27	9.20	9.06	8.91	9	8.9	.87
25 mg/l	t(s)	20	38	58	80	102	126	149	179
	J (m ³ /m ² h)	10.43	10.97	10.79	10.43	10.22	9.93	9.8	9.37
30 mg/l	t(s)	19	34	56	77	99	125	148	172
	J (m ³ /m ² h)	10.97	12.27	11.17	10.83	10.53	10.01	9.86	9.70

D'après ces résultats donnés par les deux tableaux (II.20) et (II.21) et la figure (II.21) on constate que :

- la chute de la turbidité de 7.9 à 0.7 pour la concentration de charbon actif égale à 30 mg/l.

- les flux de perméat après la microfiltration sont nettement améliorés à concentration de charbon actif égale à 30 mg/l .Donc la dose optimale de charbon actif est égale à 30 mg /l.

- la figure (24), illustre que les flux de perméat sur la membrane 0.45 μm à concentration du charbon actif égale à 25 mg/l et 30 mg/l sont nettement améliorés et devient supérieurs à ceux de l'eau brute, la matière organique dissoute est réduite (60 %) (Disparition de la couleur jaune). Mais pour les autres concentrations on observe le contraire. donc on peut justifie ça par le colmatage de membrane par les microparticules de CHA, par ce que on a utilisé une solution de CHA en poudre, on constate aussi que les valeurs de pH diminuent avec l'augmentation de concentration de CHA qui favorise la décantation en alourdissant les floes et leur capacité d'adsorption croit considérablement, d'une part ceci est attribue a la charge de surface du charbon actif qui devient plus passive et d'autre part au degré de dissociation de la matière organique.

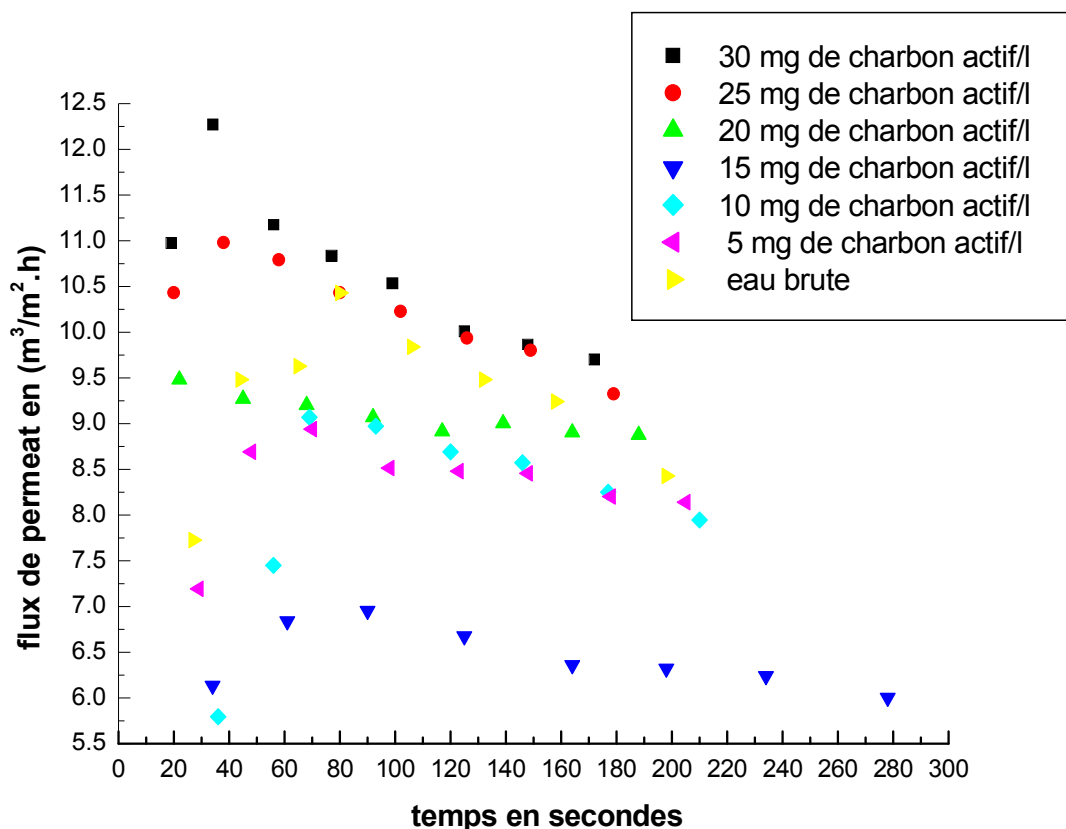
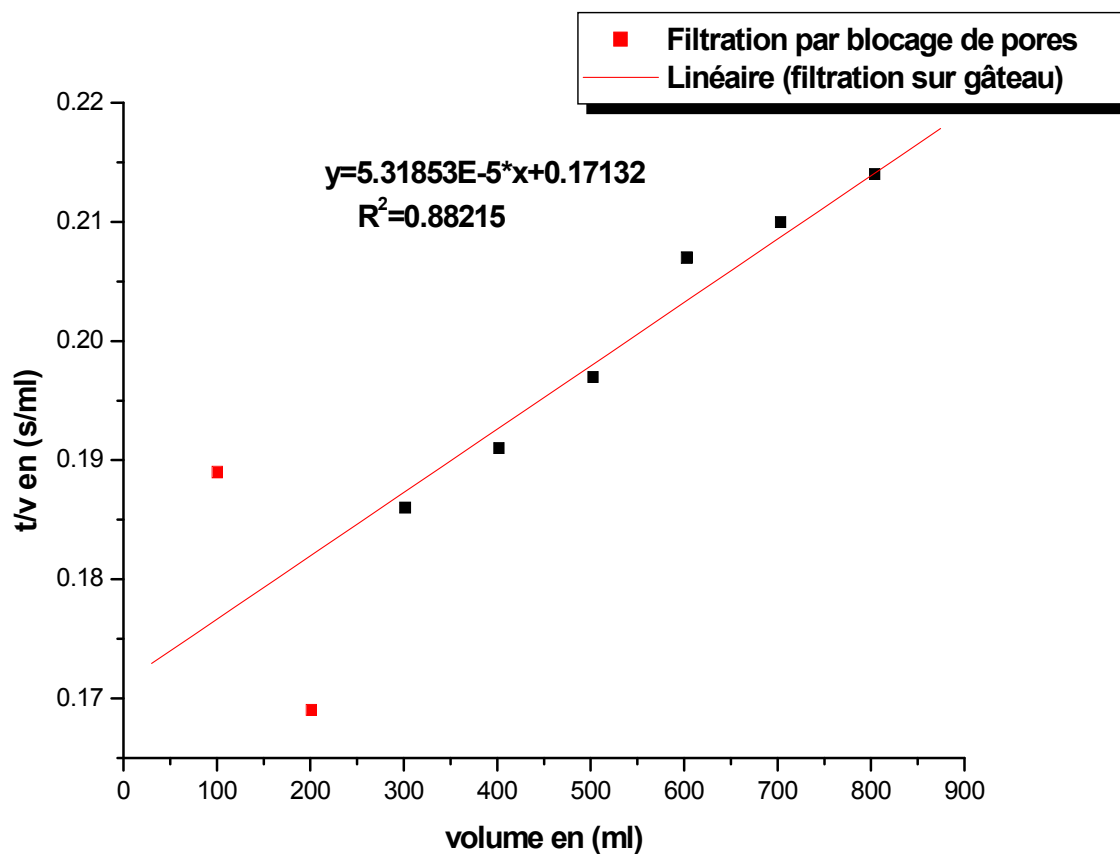


Figure (II.21) : Variation du flux de perméation d'eau brute prétraitée par charbon actif.

Tableau (II.22): Evolution de l'inverse du débit en fonction du volume pour la membrane de 0.45 μm .

Volume en (ml)	t/v en (s/ml)
100.45	0.189
201.06	0.169
301.46	0.186
401.89	0.191
502.41	0.197
603.03	0.207
703.29	0.210
804.07	0.214



Figure(II.22) : Détermination du **MFI** pour d'eau brute prétraitée par charbon actif sur la membrane de 0.45 μm .

Méthode de calcul de MFI :

Pour Déterminer le **MFI**

On a:
$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI * v + a \\ y = 5.31853E - 5 * x + 0.17132 \end{cases} \quad (14)$$

Par conformation deux équations on trouve :

$$\frac{t}{v} = 5.31853E - 5 * v + 0.17132$$

Donc MFI est égale :

$$MFI = 531.85 \text{ s/l}^2$$

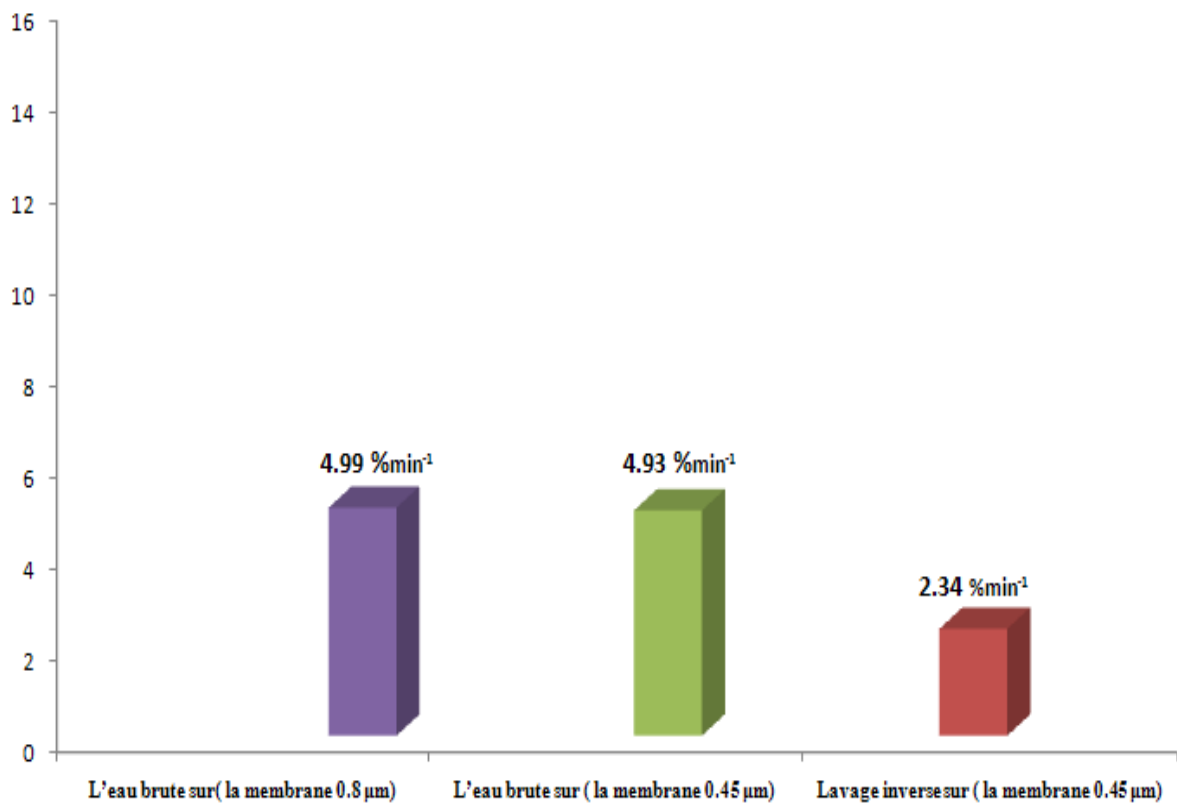
SDI₁₅

Figure (II.23) : L'évolution du pouvoir colmatant pour des eaux brutes en MFF.

Selon la détermination du pouvoir de colmatage, évalué par la mesure du SDI, la microfiltration frontale seule permet une réduction significative du SDI₁₅.

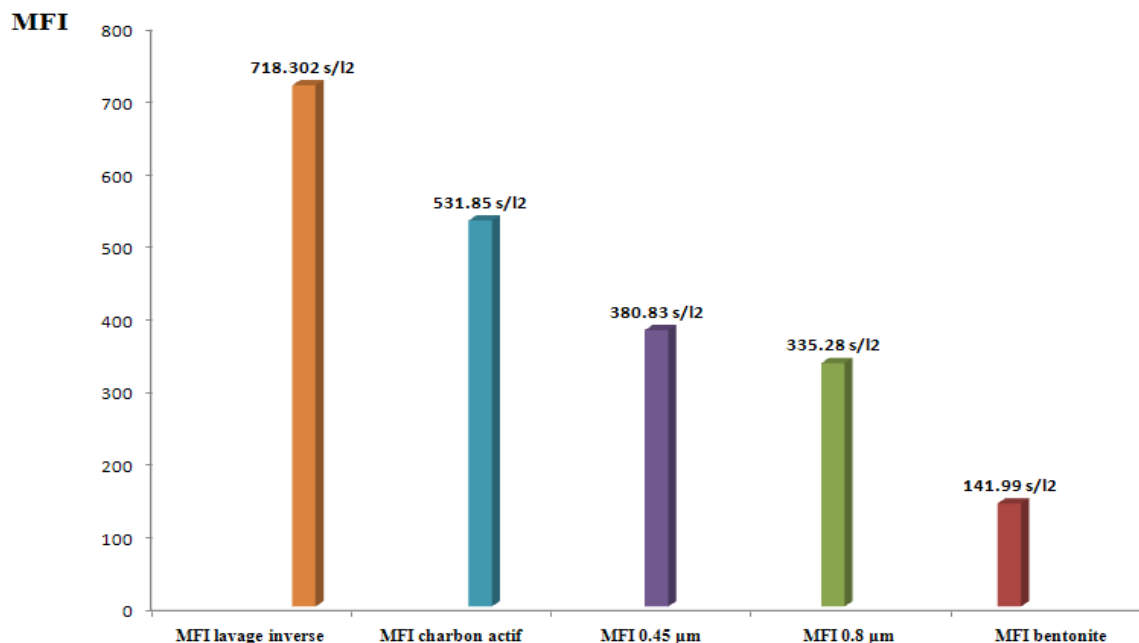


Figure (II.24) : L'évolution du pouvoir colmatant pour des eaux brutes en MFF.

les résultats des essais de filtration membranaire sont présentés et discutés, sous forme de l'évolution du flux de perméation dans le temps. Par la suite, l'applicabilité de l'indicateur MFI-UF à nos résultats est vérifiée.

II.3 Essais expérimentale d'ultrafiltration :

II.3.1 L'analyse physico-chimique de l'eau avant l'ultrafiltration :

Tableau (II.23): Paramètres analysés de l'eau avant ultrafiltration. [4]

Paramètres analysés	Eau naturelle	Eau séparée	Eau perméat
Température (°C)	25	25	24.6
pH	6,73	7.85	7.90
Turbidité (NTU)	2,00	1.91	0.09
Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}^2$)	55,0	783	793
TA (°F)	0.8	0	0
TAC (°F)	16.8	16.5	16.1
Matière organique mg/l	11,61	2.93	2.86
Mg ²⁺	0,62	32.82	27.03
Ca ²⁺	3,78	60.92	67.33
Cl mg/l	5.8	5.8	6.1
Fer mg/l	2,45	-	-

II.3.2. L'analyse physico-chimique de l'eau avant et après l'ultrafiltration sur les membranes de :

Tableau (II.24): Paramètres analysés de l'eau avant et après ultrafiltration. [4]

	COT (mg/L)	UV254nm (cm ⁻¹)	Turbidité (UTN)	Conductivité (μs/cm ²)	Fe (mg/l)	Ca (mg/l)	Mg (mg/l)	pH
Eau naturelle	12.21	0.611	0.82	59.0	0.93	3.56	0.78	6.58
Alimentation Initiale	12.13	0.618	0.86	226.0	0.93	3.97	0.81	6.78
Alimentation Finale	13.14	0.687	1.40	231.0	0.93	3.83	0.82	6.91
Perméat Cumulé	10.58	0.410	0.08	213.0	0.09	3.69	0.79	7.17
Séparation moyenne %	17.24	37.16	92.92	6.78	89.89	3.34	3.28	-

II.3.3 Caractéristiques de la membrane PES-10

La PES-10, fabriquée par la compagnie Sepromembranes, est une membrane d'UF en polyethersulfone ayant un seuil de coupure de 10000 Da. Ce seuil de coupure est proche de celui de la membrane utilisée dans la détermination du MFI-UF (13000 Da).

Les domaines d'application de la PES-10 sont l'enlèvement des bactéries et des virus et l'industrie alimentaire, (<http://www.sepromembranes.com/pes.htm>). La PES-10 est aussi caractérisée par une grande tolérance aux solvants, aux esters et aux composés aromatiques (<http://www.sepromembranes.com/pes.htm>).

A partir de notre étude bibliographique, on a la formule de **Darcy** :

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{\eta_0 (R_m - R_c)} \quad (1).$$

J : Flux de perméat (m³/m².h).

R_m: Résistance de la membrane neuve.

R_c: Résistance due au colmatage externe et interne (m⁻¹).

η₀: viscosité dynamique du liquide.

Δπ : Pression osmotique (Pa).

Pour l'ultrafiltration d'eau distillée $R_T = R_m$ où R_c est négligeable devant R_m

Donc (1) devient
$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{\eta_0 R_m} \quad (2).$$

$P_{atm} = 1.013 \cdot 10^5 \text{ Pa}.$

$\Delta p = P_{atm} - P_1 = P_{atm} \text{ (} P_1 = P_{vide} = 0 \text{)}.$

D'après (2): $R_m = \Delta p / \eta_0 J_{moy} \quad (3)$

$\eta_0 = 10^{-3} \text{ (pas.s)}.$

$R_m = L/K$ où $k = L/R_m \quad (4)$

L: l'épaisseur de la membrane exprimée en m.

K : Coefficient de perméabilité du milieu exprimé en m^2 .

$R_m = 8L / n_p \pi r_p^4 \quad (5)$

D'ou : $n_p = 8L / R_m \pi r_p^4 \quad (6)$

r_p : est le nombre des pores par unité de surface.

$\epsilon_m = n_p \pi r_p^2 \quad (7)$

ϵ_m : porosité qui est égale au volume libre de la membrane / son volume total.

$S_m = n_p \cdot 2 \pi \cdot r_p / (1 - \epsilon_m) \quad (8)$

S_m : Surface spécifique égale à la surface des pores / volume du solide.

Le tableau (II.26) résume les caractéristiques des membranes à partir des formules citées ci dessus.

Tableau (II.25): Caractéristiques des membranes :

Type de membrane	$\Delta \pi$ (Pa)	$R_m(m^{-1})$	L (m)	N_p (nombres des pores /unité de surface)	ϵ_m	$S_m(m^{-1})$	$K(m^2)$
0.45 μm	$0.99374 \cdot 10^5$	$8.59 \cdot 10^{10}$	$4.7 \cdot 10^{-6}$	$3.25 \cdot 10^9$	0,0020	$9.20 \cdot 10^3$	$5.47 \cdot 10^{-17}$

II.3.4. Etude les résultats expérimentale dans ultrafiltration frontale (UFF) sur la membrane utilisée.

Tableau (II.26): Evolution du flux en fonction du temps pour la membrane d'ultrafiltration Frontale.

Le temps en (s)	J ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$)
31.28	8.07E-02
62.80	7.80E-02
94.55	7.54E-02
126.53	7.40E-02
158.73	7.06E-02
191.17	6.85E-02
223.84	6.65E-02
256.73	6.46E-02
289.86	6.28E-02
323.21	6.11E-02
356.80	5.95E-02
390.62	5.80E-02
424.66	5.66E-02
458.93	5.52E-02
493.44	5.39E-02
528.17	5.26E-02
563.14	5.14E-02
598.33	5.03E-02
633.75	4.92E-02
669.41	4.81E-02
705.29	4.71E-02
741.41	4.59E-02
777.75	4.53E-02
814.32	4.44E-02
851.12	4.35E-02
888.16	4.27E-02
925.42	4.18E-02
962.91	4.11E-02
1000.63	4.04E-02
1038.58	3.97E-02
1076.76	3.90E-02
1115.17	3.84E-02
1153.81	3.77E-02
1192.68	3.71E-02
1231.78	3.65E-02
1271.11	3.59E-02
1310.67	3.54E-02
1350.46	3.48E-02
1390.48	3.43E-02
1430.73	3.38E-02

- le flux de perméat diminue au cours du temps, ce qui montre l'ampleur du colmatage.
- la chute du flux d'eau brute des membranes ultrafiltration μm varie rapidement en fonction du temps.

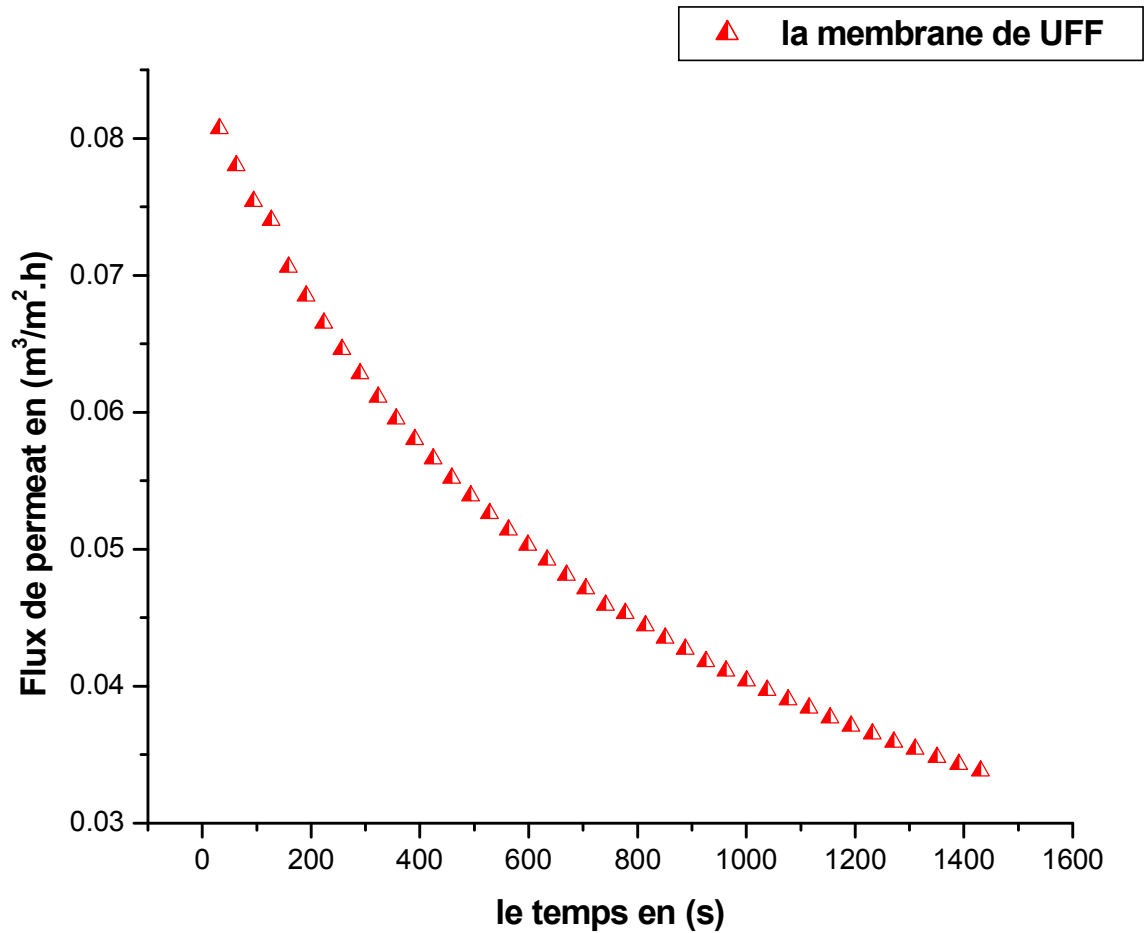


Figure (II.25) : Variation du flux de perméation d'eau brute sur la membrane 0,45 μm .

Tableau (II.27): Evolution du l'inverse de volume en fonction du l'inverse de temps pour la membrane utilisé :

$1/t \text{ en (s}^{-1}\text{)}$	$1/v \text{ en (m}^{-3}\text{)}$
3.19E-02	1.00E+04
1.59E-02	5.00E+03
1.05E-02	3.33E+03
7.90E-03	2.50E+03
6.30E-03	2.00E+03
5.23E-03	1.66E+03
4.46E-03	1.42E+03
3.89E-03	1.25E+03
3.44E-03	1.11E+03
3.09E-03	1.00E+03
2.80E-03	9.09E+02
2.56E-03	8.33E+02
2.35E-03	7.69E+02
2.17E-03	7.14E+02
2.02E-03	6.66E+02
1.89E-03	6.25E+02
1.77E-03	5.88E+02
1.67E-03	5.55E+02
1.57E-03	5.26E+02
1.49E-03	5.00E+02
1.41E-03	4.76E+02
1.34E-03	4.54E+02
1.28E-03	4.34E+02
1.22E-03	4.16E+02
1.17E-03	4.00E+02
1.12E-03	3.84E+02
1.08E-03	3.70E+02
1.03E-03	3.57E+02
9.99E-04	3.44E+02
9.62E-04	3.33E+02
9.28E-04	3.22E+02
8.96E-04	3.12E+02
8.66E-04	3.03E+02
8.38E-04	2.94E+02
8.11E-04	2.85E+02
7.86E-04	2.77E+02
7.62E-04	2.70E+02
7.40E-04	2.63E+02
7.19E-04	2.56E+02
6.98E-04	2.50E+02

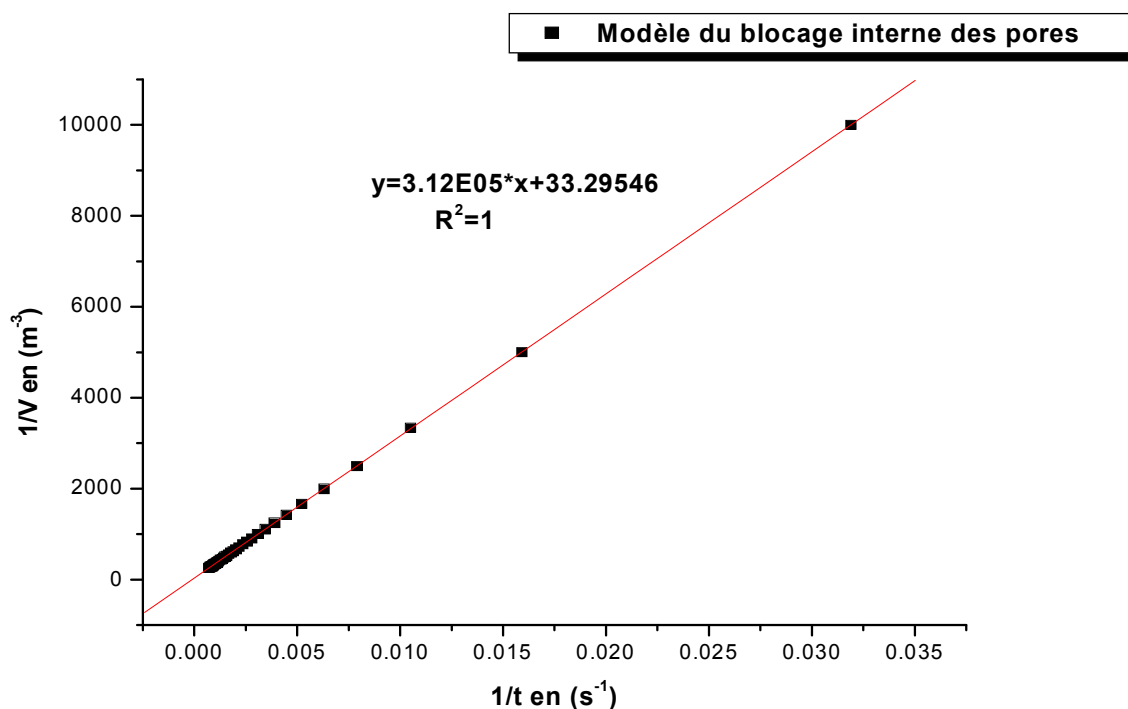


Figure (II.26) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de blocage interne des pores, proposés par Hermia (Hermia 1982), équation 19, en UFF.

En ce qui concerne le raclage en UFF, celui-ci n'a pas permis de récupérer une fraction significative du flux de perméation perdu à cause du colmatage, ceci indiquant la présence d'un colmatage en profondeur qui ne peut être enlevé mécaniquement.

Tableau (II.28): Evolution du flux en fonction du volume pour la membrane d'ultrafiltration Frontale :

V en (m ³)	J (m ³ /m ² .s)
1.0E-04	2.24E-05
2.0E-04	2.21E-05
3.0E-04	2.09E-05
4.0E-04	2.05E-05
5.0E-04	1.96E-05
6.0E-04	1.90E-05
7.0E-04	1.84E-05
8.0E-04	1.79E-05
9.0E-04	1.74E-05
1.0E-03	1.69E-05
1.1E-03	1.65E-05
1.2E-03	1.61E-05
1.3E-03	1.57E-05
1.4E-03	1.53E-05
1.5E-03	1.49E-05
1.6E-03	1.46E-05
1.7E-03	1.42E-05
1.8E-03	1.39E-05
1.9E-03	1.36E-05
2.0E-03	1.33E-05
2.1E-03	1.30E-05
2.2E-03	1.27E-05
2.3E-03	1.25E-05
2.4E-03	1.23E-05
2.5E-03	1.20E-05
2.6E-03	1.18E-05
2.7E-03	1.16E-05
2.8E-03	1.14E-05
2.9E-03	1.12E-05
3.0E-03	1.10E-05
3.1E-03	1.08E-05
3.2E-03	1.06E-05
3.3E-03	1.04E-05
3.4E-03	1.03E-05
3.5E-03	1.01E-05
3.6E-03	9.99E-06
3.7E-03	9.83E-06
3.8E-03	9.66E-06
3.9E-03	9.52E-06
4.0E-03	9.38E-06

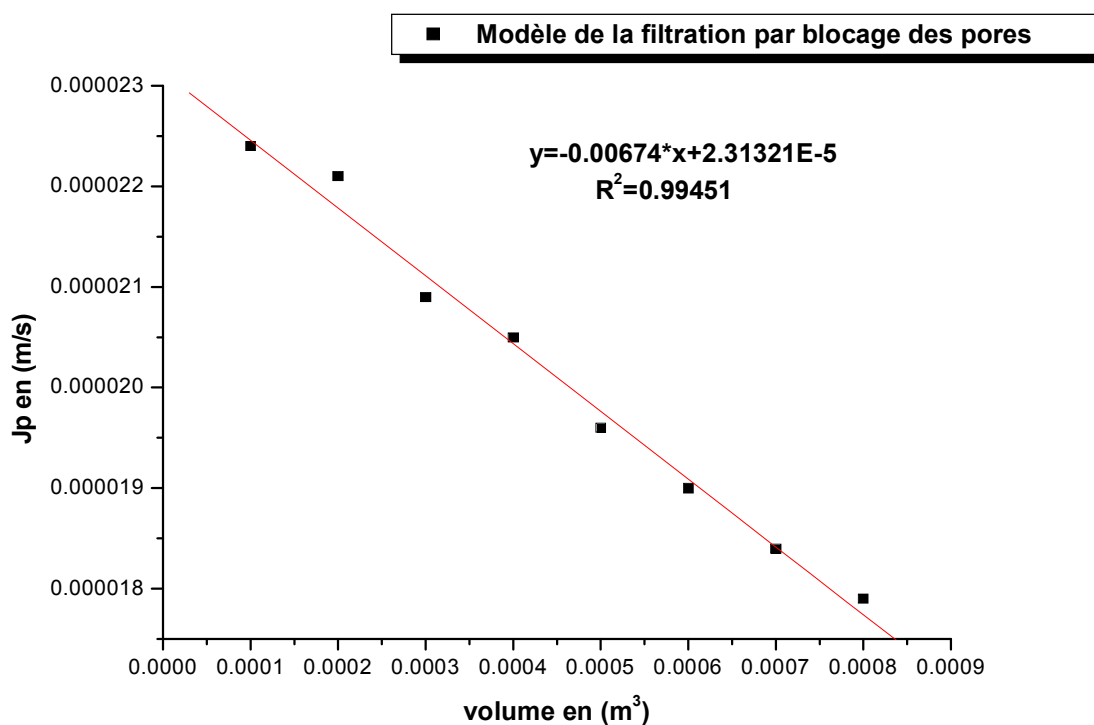


Figure (II.27) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de la filtration par blocage complet des pores, proposé par Hermia (1982), équation 11, en UFF

Globalement les abattements augmentent au cours d'un essai de filtration, à cause de la formation d'un gâteau, des changements des propriétés de surface des membranes et de la réduction de la taille des pores des membranes.

Tableau (II.29): Evolution du l'inverse de débit en fonction du volume pour la membrane utilisé.

V en (ml)	t/v en (s/ml)
100	0.313
200	0.314
300	0.315
400	0.316
500	0.317
600	0.318
700	0.319
800	0.320
900	0.322
1000	0.323
1100	0.324
1200	0.325
1300	0.326
1400	0.327
1500	0.328
1600	0.330
1700	0.331
1800	0.332
1900	0.333
2000	0.334
2100	0.335
2200	0.337
2300	0.338
2400	0.339
2500	0.340
2600	0.341
2700	0.342
2800	0.343
2900	0.345
3000	0.346
3100	0.347
3200	0.348
3300	0.349
3400	0.350
3500	0.351
3600	0.353
3700	0.354
3800	0.355
3900	0.356
4000	0.357

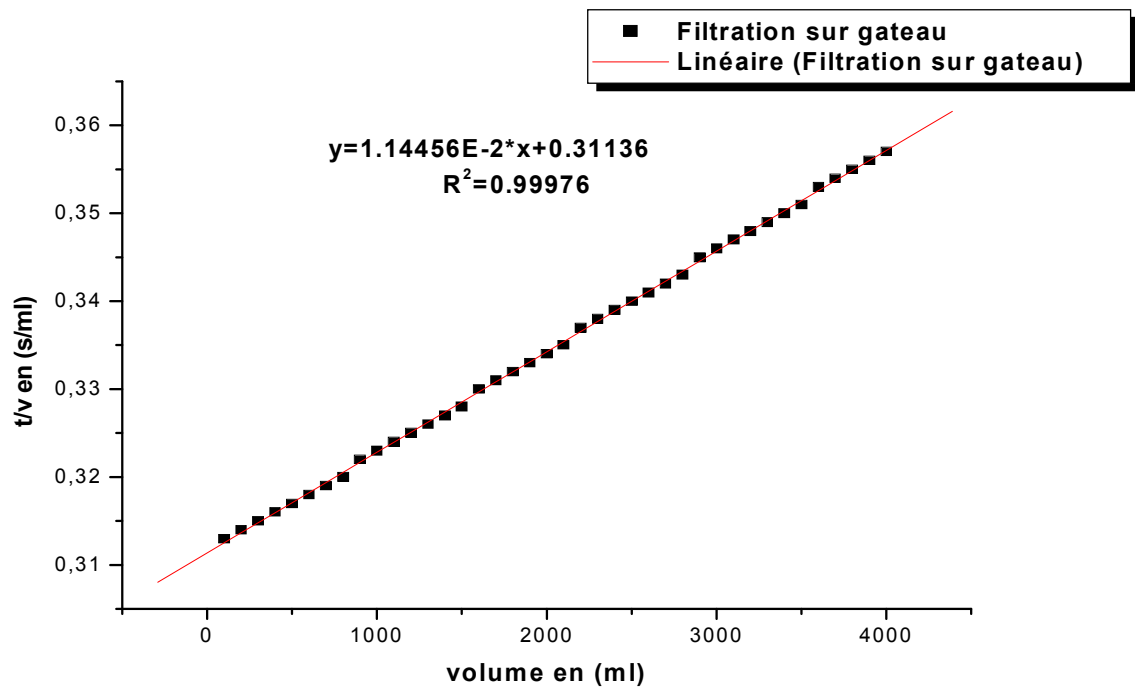


Figure (II.28) : Détermination du **MFI-UF** pour d'eau brute prétraitée en **UFF**.

Méthode de calcul de MFI-UF :

Pour Déterminer le **MFI-UF**

On a:

$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI - UF * v + a \\ y = 1.14456E - 2 * x + 0.31136 \end{cases} \quad (14)$$

Par conformation deux équations on trouve :

$$\frac{t}{v} = 1.14456E - 2 * v + 0.31136$$

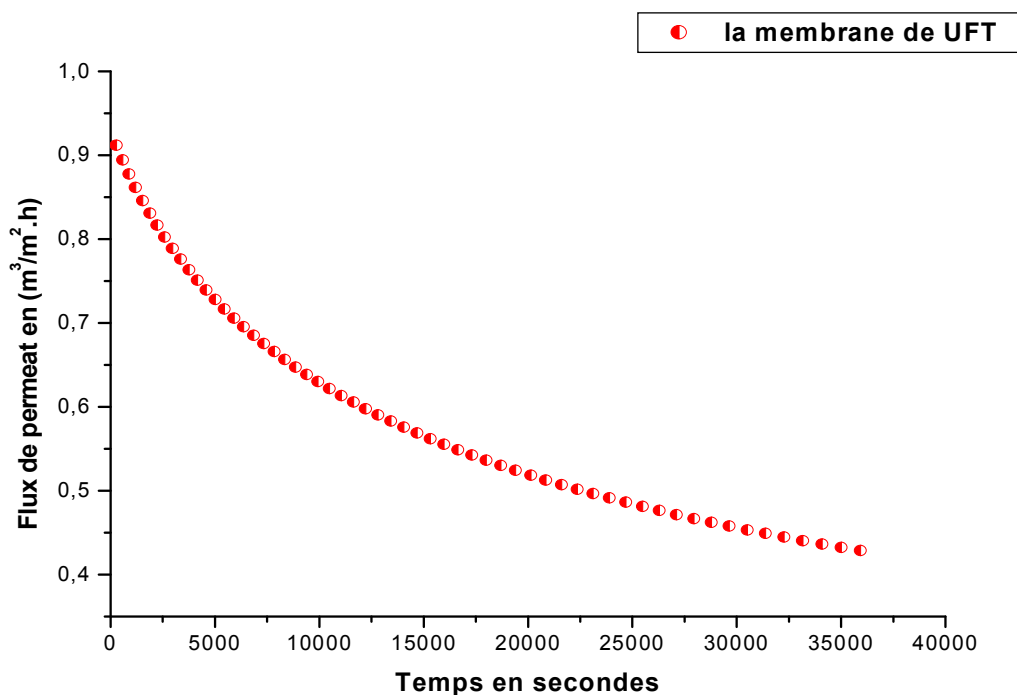
Donc MFI-UF est égale :

$$\mathbf{MFI-UF = 11445.6 \text{ s/l}^2}$$

II.3.5 - Etude les résultats expérimentale dans ultrafiltration tangentielle (UFT) sur la membrane utilisée:

Tableau (II.30): Evolution du flux en fonction du temps, pour la membrane utilisée :

Le temps en (s)	J ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$)
286.14	0.91
583.43	0.89
891.86	0.87
1211.42	0.86
1542.13	0.84
1883.97	0.83
2236.95	0.81
2601.07	0.80
2976.33	0.78
3362.70	0.77
3760.26	0.76
4168.93	0.75
4588.75	0.73
5019.70	0.72
5461.79	0.71
5915.02	0.70
6379.38	0.69
6854.89	0.68
7341.53	0.67
7839.32	0.66
8348.24	0.65
8868.30	0.64
9399.49	0.63
9941.83	0.62
10495.31	0.62
11059.92	0.61
11635.67	0.60
12222.57	0.59
12820.60	0.59
13429.77	0.58
14050.07	0.57
14681.52	0.56
15324.10	0.56
15977.83	0.55
16642.69	0.54
17318.69	0.54
18005.83	0.53
18704.10	0.52
19413.52	0.52
20134.08	0.51



Figure(II.29) : Variation du flux de perméation d'eau brute sur la membrane $0.45\mu\text{m}$.

Évolutions du flux de perméation dans le temps Lorsqu'une pression transmembranaire constante est appliquée sur une membrane, il y a perméation d'eau à travers cette membrane. Au fur et à mesure que la membrane se colmate, le débit de perméation diminue. La vitesse et la manière dont le débit de perméation et le flux de perméation (J_P) diminuent dans le temps dépendent de la membrane, de l'eau filtrée et des conditions d'opération.

Tableau (II.31): Evolution du l'inverse de volume en fonction du l'inverse de temps pour la membrane d'ultrafiltration tangentielle :

$1/t$ en (s^{-1})	$1/v$ en (m^{-3})
3.49E-03	1.00E+04
1.71E-03	5.00E+03
1.12E-03	3.33E+03
8.25E-04	2.50E+03
6.48E-04	2.00E+03
5.30E-04	1.66E+03
4.47E-04	1.42E+03
3.84E-04	1.25E+03
3.35E-04	1.11E+03
2.97E-04	1.00E+03
2.65E-04	9.09E+02
2.39E-04	8.33E+02
2.17E-04	7.69E+02
1.99E-04	7.14E+02
1.83E-04	6.66E+02
1.69E-04	6.25E+02
1.56E-04	5.88E+02
1.45E-04	5.55E+02
1.36E-04	5.26E+02
1.27E-04	5.00E+02
1.19E-04	4.76E+02
1.12E-04	4.54E+02
1.06E-04	4.34E+02
1.00E-04	4.16E+02
9.52E-05	4.00E+02
9.04E-05	3.84E+02
8.59E-05	3.70E+02
8.18E-05	3.57E+02
7.79E-05	3.44E+02
7.44E-05	3.33E+02
7.11E-05	3.22E+02
6.81E-05	3.12E+02
6.52E-05	3.03E+02
6.25E-05	2.94E+02
6.00E-05	2.85E+02
5.77E-05	2.77E+02
5.55E-05	2.70E+02
5.34E-05	2.63E+02
5.15E-05	2.56E+02
4.96E-05	2.50E+02

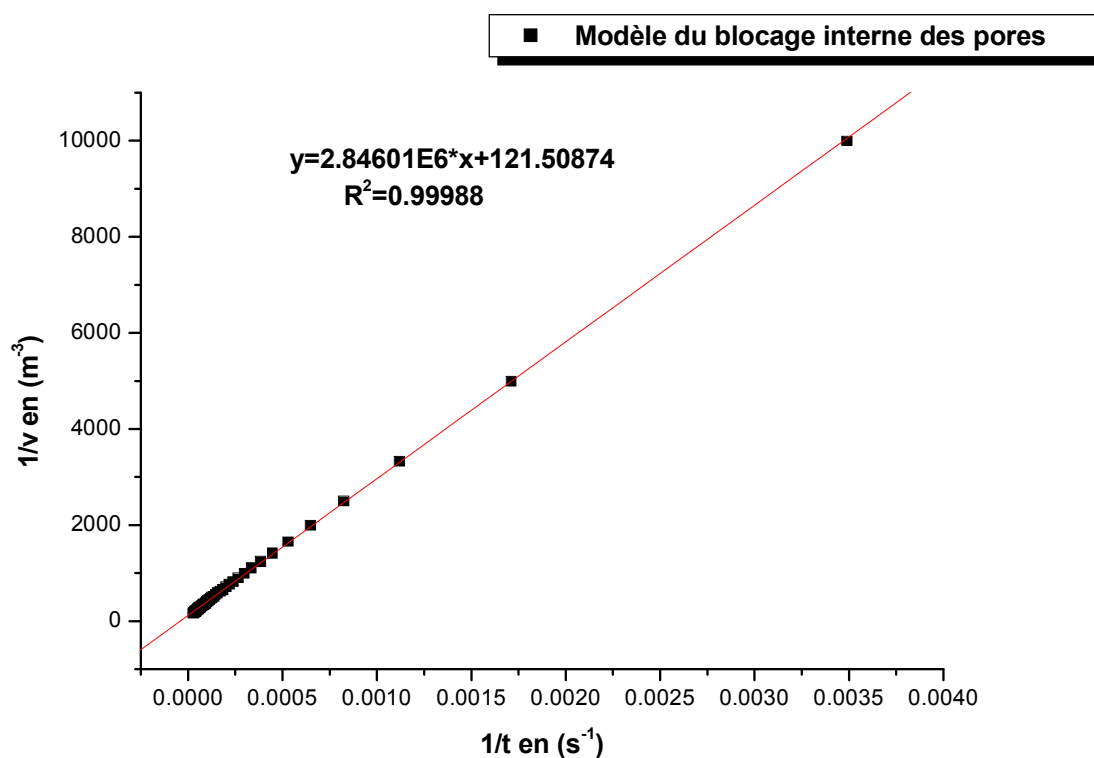


Figure (II.30) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de blocage interne des pores, proposés par Hermia (Hermia 1982), équation 19, en UFT.

En UFT, le lavage hydrodynamique et le raclage ont permis de récupérer une fraction très significative du flux de perméation. Par contre, les lavages chimiques n'ont pas permis de récupération supplémentaire du flux de perméation.

Tableau (II.32): Evolution du flux en fonction du volume pour la membrane d'ultrafiltration Frontale :

Jp (m/s)	Volume en (m³)
2.52E-04	1.00E-04
2.47E-04	2.00E-04
2.41E-04	3.00E-04
2.38E-04	4.00E-04
2.33E-04	5.00E-04
2.30E-04	6.00E-04
2.25E-04	7.00E-04
2.22E-04	8.00E-04
2.16E-04	9.00E-04
2.13E-04	1.00E-03
2.11E-04	1.10E-03
2.08E-04	1.20E-03
2.02E-04	1.30E-03
2.00E-04	1.40E-03
1.97E-04	1.50E-03
1.94E-04	1.60E-03
1.91E-04	1.70E-03
1.88E-04	1.80E-03
1.86E-04	1.90E-03
1.83E-04	2.00E-03
1.80E-04	2.10E-03
1.77E-04	2.20E-03
1.75E-04	2.30E-03
1.74E-04	2.40E-03
1.73E-04	2.50E-03
1.69E-04	2.60E-03
1.66E-04	2.70E-03
1.65E-04	2.80E-03
1.64E-04	2.90E-03
1.61E-04	3.00E-03
1.58E-04	3.10E-03
1.56E-04	3.20E-03
1.56E-04	3.30E-03
1.52E-04	3.40E-03
1.51E-04	3.50E-03
1.50E-04	3.60E-03
1.47E-04	3.70E-03
1.45E-04	3.80E-03
1.44E-04	3.90E-03
1.43E-04	4.00E-03

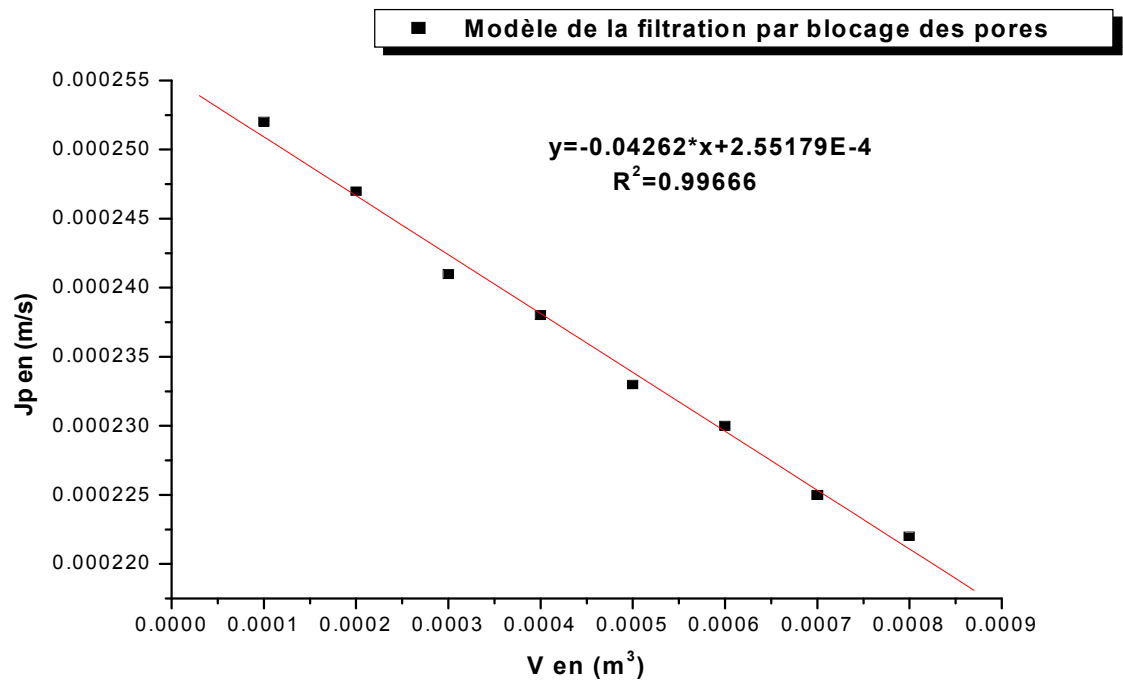


Figure (II.31) : Représentation du colmatage initial à l'aide du modèle de la filtration par blocage complet des pores, proposé par Hermia (1982), équation 11, dans UFT.

Tableau (II.33): Evolution du l'inverse de débit en fonction du volume pour la membrane UFT :

Volume en (ml)	t/v en (s/ml)
100	2.86
200	2.92
300	2.97
400	3.03
500	3.08
600	3.14
700	3.19
800	3.25
900	3.31
1000	3.36
1100	3.42
1200	3.47
1300	3.53
1400	3.58
1500	3.64
1600	3.69
1700	3.75
1800	3.81
1900	3.86
2000	3.92
2100	3.97
2200	4.03
2300	4.08
2400	4.14
2500	4.19
2600	4.25
2700	4.31
2800	4.36
2900	4.42
3000	4.47
3100	4.53
3200	4.58
3300	4.64
3400	4.69
3500	4.75
3600	4.81
3700	4.86
3800	4.92
3900	4.97
4000	5.03

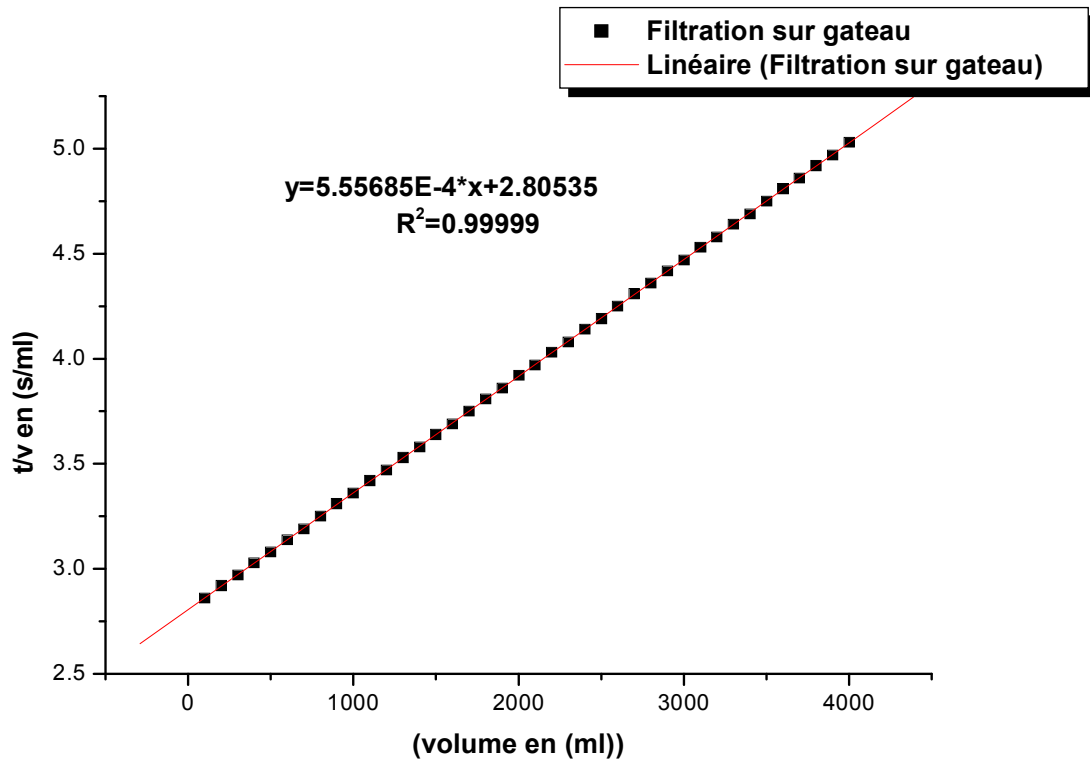


Figure (II.32) : Détermination du **MFI-UF** pour d'eau brute prétraitée.

Méthode de calcul de MFI-FU :

Pour Déterminer le **MFI-UF**

On a:

$$\begin{cases} \frac{t}{v} = MFI - UF * v + a \\ y = 5.55685E - 4 * x + 2.80535 \end{cases} \quad (14)$$

Donc MFI-UF est égale :

$$\frac{t}{v} = 5.55685E - 4 * v + 2.80535$$

$$\mathbf{MFI-UF = 555.68 \text{ s/l}^2}$$

II.3.6 Comparaison de pouvoir du colmatage entre le UFF et UFT pour même membrane :

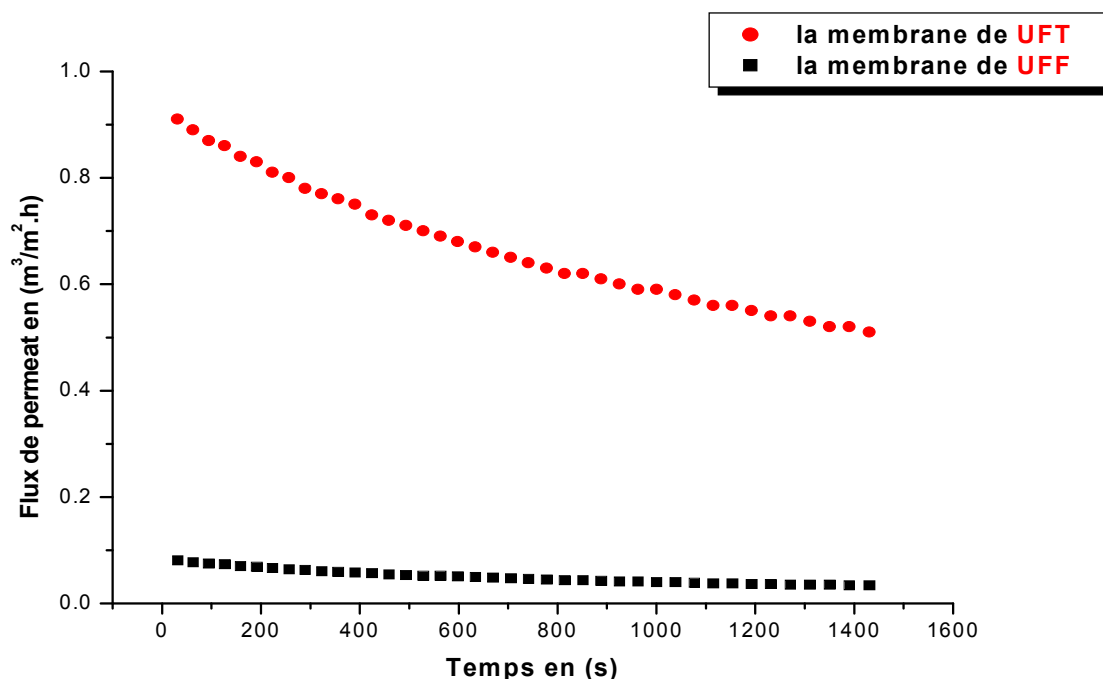


Figure (II.33) : évolution du flux de perméation d'eau brute sur UFF et UFT pour membrane utilisée.

Selon les résultats obtenus dans ce chapitre, nous avons constaté que l'UF en mode tangentiel permet de réduire le colmatage au cours de la filtration par rapport au mode frontal, menant à une augmentation du flux de perméat produit.

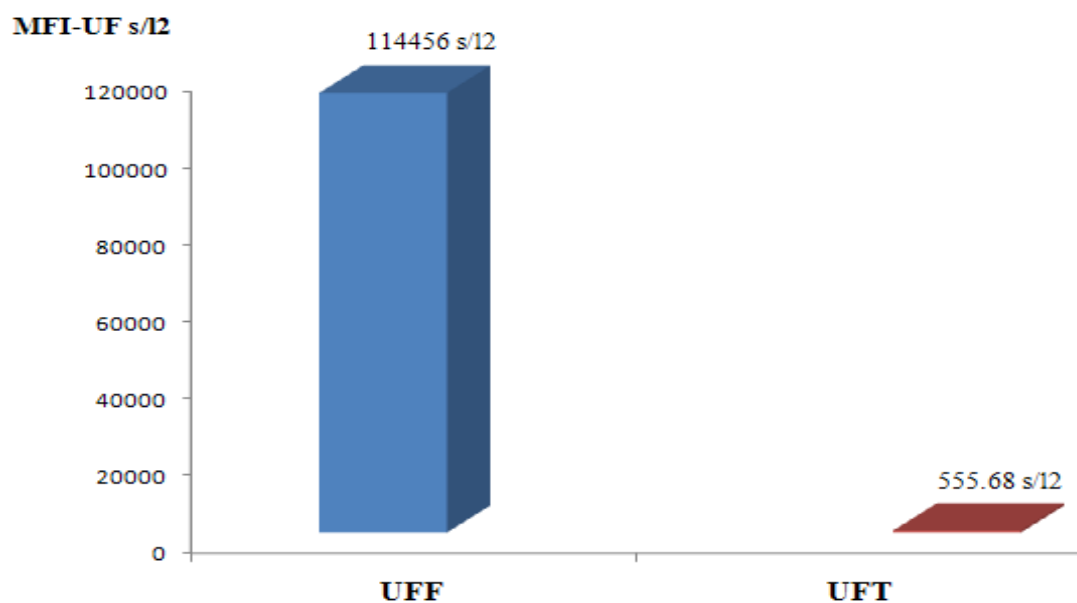


Figure (II.34) : L'évolution du pouvoir colmatant pour d'eaux brutes en UFF, UFT.

Conclusion

D'après notre étude bibliographique, les nouvelles filières de production d'eau potable par microfiltration(MF), l'ultrafiltration(UF) et la Nanofiltration(NF), l'osmose inverse, tendent à remplacer les procédés classiques (coagulation, floculation, décantation, filtration sur sable, désinfection).

Le but de notre travail est d'étudier la possibilité de production d'eau potable par microfiltration. Des résultats très positifs (qualité de l'eau et débit) ont été obtenus. Un traitement classique nécessite un procédé physico-chimique, (prétraitement, coagulation, floculation, décantation, filtration sur sable, désinfection), cela présente ces inconvénients :
Bous toxiques difficiles à gérer.

La coagulation est efficace pour maintenir le flux de perméation dans le temps (réduire le pouvoir colmatant de la suspension). Ainsi, les auteurs ont conclu que les floes sont trop grands pour entrer dans les pores de la membrane, qu'ils sont facilement transportables vers le coeur de l'écoulement, et que, même déposés sur la surface de la membrane, ils opposent une faible résistance à la filtration.

D'après toutes ces études, la coagulation semble un prétraitement efficace pour l'UF et la MF. La validation de la loi de darcy dans la microfiltration frontale et l'ultrafiltration (frontale et tangentielle) d'eau de surface chargée en matière organique dissoute.

La nature du phénomène de colmatage des membranes en microfiltration frontale et l'ultrafiltration (frontale et tangentielle) sont intermédiaire (externe et interne).

La pression transmembranaire est le paramètre le plus influant sur la diminution du flux de perméat, nous indiquons que l'augmentation de la pression transmembranaire entraîne une augmentation du flux initial du perméat et que la diminution du flux en fonction du temps est également très importante.

Selon la détermination du pouvoir de colmatage, évalué par la mesure du SDI, les deux l'ultrafiltration et la microfiltration permet une réduction significative du SDI_{15} . Toutefois, ils sont toujours inférieurs à la valeur seuil de 3 nécessaire avant passage sur la membrane.

L'approche du MFI-UF est testée sur une large gamme de qualité d'eau. Cela nous amène à tester différentes techniques d'altération d'eau de surface, l'altération visant à modifier le pouvoir colmatant d'une eau. Ceci vise à produire différentes qualités d'eau à partir d'une même source d'eau de surface pour pouvoir éprouver un test de colmatage sur une large gamme de conditions, et ce sans avoir à chercher des sources d'eau naturellement diversifiées.

L'élimination de la pollution organique par le traitement conventionnel n'est pas suffisante, sur tout pour les eaux contaminées par des composés organiques.

Les procédés utilisant l'adsorption ont constitué alors souvent une technique de choix, complémentaire à la filière de base. Par le traitement d'adsorption, les molécules organiques dissoutes sont éliminées d'une eau sans être modifiées. Le charbon actif largement utilisé en traitement des eaux polluées est le plus ancien adsorbant fabriqué industriellement.

La filtration membranaire est un procédé de séparation, performant, sûr, facile à conduire mais pas simple à mettre au point et dimensionner. La cause de ces difficultés est le colmatage qui reste difficile à éviter ou limiter et complexe à décrire. La stratégie générale à adopter pour développer ce procédé dans les meilleures conditions est donc basée sur un aller retour entre des essais (de l'échelle du laboratoire vers l'industrielle) et leurs expertises qui nécessite des connaissances fondamentales et théoriques des phénomènes de transfert membranaire.

Références Bibliographiques

- [1] **Fadel Ammar**, 2005, « Traitement des eaux potables par des procédés membranaires : Etude expérimentale et modélisation », Université Ferhat Abbas- Sétif, MAGISTER, pp1-7.
- [2] **Chatkaew Tansakul**, Le13 novembre 2009, « Procédés hybrides à membranes pour le prétraitement d'eau de mer avant dessalement par osmose inverse », Doctorat l'université de TOULOUSE, THÈSE, pp 9.
- [3] **Yolaine Bessiere**, 27 octobre 2005, « FILTRATION FRONTALE SUR MEMBRANE : MISE EN EVIDENCE DU VOLUME FILTRE CRITIQUE POUR L'ANTICIPATION ETLE CONTROLE DU COLMATAGE », L'UNIVERSITE PAUL SABATIER, TOULOUSE III, DOCTORAT DE L'UNIVERSITE PAUL SABATIER, pp 19.
- [4] **Stevenson, D. G.** (1980). Coagulation and flocculation. In *Développements in Water Treatment*, Vol. 1 (W. M. Lewis, ed.). Barking: Applied Science Publishers.
- [5] **Coma, J., Jabbouri, A., Grasmick, A., Elmaleh, S.** (1990). « Flocculation en lit fluidisé ». *Water Resarch*, 24(3), pp 361-366.
- [6] **A.Kattab**, « Traitement de eaux : les eaux potables », Office des publications universitaires 1992.
- [7] **W.J Masschelian**, « Processus unitaire de traitement de l'eau potable ». CEBERO EDITEUR-1992.
- [8] **Pierre-Jean Remize**, le 05 janvier 2006, « Etude des rétrolavages assistés par l'air et contrôle du colmatage résiduel. Application à la production d'eau potable en filtration frontale », L'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, THESE, pp 27-28.
- [9] **Tetlow, J. A. and Hayes, C. R.** (1988). Chlorination and drinking water qualityman operational overview. *J. Instn Wat. Envir. Managt*, pp2.
- [10] **Koros, W.J., Ma, Y.H and Shimizu T.**, (for International Union of Pure and Applied Chemistry IUPAC), (1996), Terminology for membrane and membrane processes – IUPAC recommendations 1996, *Journal of Membrane Science*, 120, Pages 149-15.
- [11] **Patrice Bacchin**, 2005, « PRINCIPES DE BASES DE LA FILTRATION MEMBRANAIRE », Université Paul Sabatier Laboratoire de génie Chimique 31 062 TOULOUSE Cedex 9, pp1-2.
- [12] **Jan Günther**, Le 8 décembre 2009, « Caractérisation et optimisation des phénomènes de transfert dans un double bioréacteur à membranes », DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE, THÈSE, pp 39.

- [13] **T.ThorsenetE. Bergan**, « Membrane filters for drinking water treatment », the significatice of pore size for treatment efficiency (in Norwegian), Report, SINTEF, Trondheim 1990.
- [14] **Yannick Lanteri**, 22 avril 2009, « TRANSPORT A TRAVERS DES MEMBRANES DE NANOFILTRATION : CARACTERISATION DES PROPRIETES ELECTRIQUES ET DIELECTRIQUES », UNIVERSITE DE FRANCHE-COMTE, THESE, pp 13-19.
- [15] **Bernd Lödding**, « Characterization of skin and asymmetry of MF membrane by electron microscopy and image analysis », 'ICOM', Heidelberg, Germany, (August 1993).
- [16] **Alain Maurel**, « Technique de l'ingénieur, traité génie et procédés chimiques », Paris-1989.
- [17] **V.Kaiser, E.Stropanik**, 2000, « Membrane from polysulfone/ N, N-dimethylacetamie /water system ». Acta chim.slov.2000, 47, pp 205-213.
- [18] **Pontié, M. et coll.**, 2001, « Les techniques séparatives à membranes – Théorie, applications et perspectives », Paris : Union Internationale pour les applications de l'électricité, pp 212.
- [19] **Anselme, C., Jacobs, E.P.**, « "Ultrafiltration", Int. Water Treatment Membrane Process », Chapter 10, McGraw-Hill, 1996.
- [20] **Brun J.-P.**, « Procédés de séparation par membranes », Masson, 1989.
- [21] **Jan Günther^{a,b}, Claire Albasi^a, Christine Lafforgue^{b,*}**, 12 May 2009 , « Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in a specific double membrane bioreactor »,Contents lists available at ScienceDirect,pp.1-9.
- [22] **Maurel A.**, « Techniques de l'ingénieur – Génie des procédés », Techniques séparatives à membranes, 2008.
- [23] **Charpin J., Agostini J.-P.**, « Techniques de l'ingénieur – Génie des procédés », Traité : perméation gazeuses, 2008.
- [24] **Chapmann & Hall**, « Membrane Handbook », New York, 1992.
- [25] **Pollet S.**, 2009, « Caractérisation du colmatage et de l'hydrodynamique dans les bioréacteurs à membranes : influence de la configuration du module et de l'aération », Thèse INSA de Toulouse, 2009.
- [26] **Espinosa Bouchot M.**, 2005, « Contribution à l'étude d'un bioréacteur à membranes immergées : impact de la configuration du module et des conditions d'aération sur le colmatage particulaire et modélisation de l'activité biologique », Thèse INSA de Toulouse, 2005.

- [27] **Guigui C., Bonnelye V., Durand-Bourlier L., Rouch J.C., Aptel P.**, 2001, « Combination of coagulation and ultrafiltration for drinking water production: impact of process configuration and module design », in: *Water Supply* vol.1/2001, pp 107-118.
- [28] **W.S.WinStonho, Kamalesh, K.Sirkar**, 1992, « Membrane hand book », “VAN NOTRAN REINHOLD”, New York, 1992.
- [29] **Mendret, J.**, 2007, « Mise au point de méthodes de caractérisation du colmatage de membranes : application a la caractérisation in situ d'un dépôt particulaire en ultrafiltration frontale en lien avec les performances du procédé », INSA, Université de Toulouse, Thèse.
- [30] **Espinasse, B.**, 2003, « Approche théorique et expérimentale de la filtration tangentielle de colloïdes: Flux critique et colmatage », Université Paul Sabatier: Toulouse.
- [31] **Damak, K., Ayadi A., Zeghmati, B., Schmitz, Ph.**, 2005, « Concentration polarization in tubular membranes –a numerical approach », *Desalination*, 2005. 171(2): p. 139.
- [32] **Mustapha Chikhi**, 08/07/2008, « ETUDE DE LA COMPLEXATION DES CATIONS METALLIQUES EN VUE DE LEUR SEPARATION PAR UN PROCÉDE MEMBRANAIRE », DU DOCTORAT D'ÉTAT EN GENIE DES PROCÉDES, THÈSE, pp 25.
- [33] **Valérie Jacquet Violleau**, 15 DECEMBRE 1999, « DEMINERALISATION PARELECTRODIALYSE EN PRESENCE D'UN COMPLEXANT APPLICATION AULACTOSERUM », DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE TOULOUSE, THESE.
- [34] **KHIRANI Sarah^{a*}, MANERO Marie-Hélène^{b*}, BEN AIM Roger^{a*}, SMITH Paul James^c et VIGNESWARAN Saravanamuth^c**, 2005, « Couplage de procédés physico-chimiques et séparation par membranes pour la rétention de matières organiques dans les eaux ». *Récents Progrès en Génie des Procédés, Numéro 92 – 2005, ISBN 2-910239-66-7, Ed. SFGP, Paris, France*, pp 1-8.
- [35] **K. Konieczny, J. Rafa***, 2000, « Modeling of the Membrane Filtration Process of Natural Waters », *Polish Journal of Environmental Studies Vol. 9, No. 1 (2000)*, 57-63, pp59-60.
- [36] **K. Katsoufidou, S.G. Yiantsios, A.J. Karabelas***, 23 June 2005, « A study of ultrafiltration membrane fouling by humic acids and flux recovery by backwashing: Experiments and modeling », *Journal of Membrane Science* 266 (2005) 40–50, pp 46-48.
- [37] **Degremont**, « Mémento technique de l'eau tome 1 », Edition: DEGREMONT- 1989.

- [38] **Hermia J.**, 1982, « *Constant pressure blocking filtration laws – application to power-law nonnewtonian fluids* », In: Institut of Chemical Engineers, vol.60, no.3, 1982, p 183-187.
- [39] **Foley, G.**, 2006, « A review of factors affecting filter cake properties in dead-end microfiltration of microbial suspensions », *Journal of Membrane Science*, 2006. 274(1-2): pp 38.
- [40] **Chanhyuk Park^a, Hana Kim^b, SeungkwanHong^{b,*}, Suing-II Choi^c**, 2006, «Variation and prediction of membrane fouling index under various feed water characteristics», *Journal of Membrane Science* 284 (2006) 248–254, pp 249-253.
- [41] **Richard W. Baker**, 2004, « MEMBRANE TECHNOLOGY AND APPLICATIONS », Membrane Technology and Research, Inc. Menlo Park, California, 2 Editions, pp 217-219.
- [42] **Richard D. Noble**, 2003, « MEMBRANE SEPARATIONS TECHNOLOGY Principles and Applications », Membrane Science and Technology Series, 2, pp 67-70.
- [43] **Ramila H. Peiris, Hector Budman, Christine Moresoli*, Raymond L. Legge**, 2011 « Development of a species specific fouling index using principal component analysis of fluorescence excitation–emission matrices for the ultrafiltration of natural water and drinking water production », *Journal of Membrane Science* 378 (2011) 257– 264.
- [44] **S.F.E. Boerlage, M.D. Kennedy, M.P. Aniye, E. Abogrean, Z.S. Tarawneh, J.C. Schippers**, 2003, « The MFI-UF as a water quality test and monitor », *Journal of Membrane Science*. 211(2003) 271–289.
- [45] **Boerlage S.F.E., Kennedy M.D., Dickson M.R., El-Hodali D.E.Y., Schippers J.C.**, The modified fouling index using ultrafiltration membranes (MFI-UF): characterization, filtration mechanism and proposed reference membrane, In: *Journal of Membrane Sciences* 197/2002, p.1-21.