

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE HOUARI
BOUMEDIENE
FACULTE DE GENIE MECANIQUE ET DE GENIE DES PROCEDES



MEMOIRE
Présenté pour l'obtention de MAGISTER
EN : GENIE DES PROCEDES
Option : Génie de l'Environnement
Par : KIAMOUCHE Samir

Sujet

Traitement des Eaux Usées par
un Bioréacteur à Membrane

Soutenu publiquement, le 18/03/2010, devant le jury composé de

M. M. Belkacem
M. D. Abdessemed
M^{me}. D. Nedjraoui
M^{me}. N. Yeddou

Professeur à l'USTHB
Maître de Conférences à l'USTHB
Professeur à l'USTHB
Maître de Conférences à l'USTHB

Président
Directeur de mémoire
Examinatrice
Examinatrice

Dédicace

Avec toute l'ardeur de mes sentiments je dédie ce mémoire

A toi mon Père

A toi ma mère

A mes très chers frères

A mes très chères sœurs et leurs maris

A mes amis

Remerciements

*Ce travail de recherche a été réalisé au sein du Laboratoire des Sciences de Génie des Procédés Industriels, sous la direction de Madame **G. NEZZAL**. Je tiens à la remercier d'avoir bien voulu m'accueillir dans son laboratoire de recherche et surtout pour la confiance qu'elle m'a accordée tout au long du déroulement de mon travail,*

*Je remercie vivement Monsieur **D. ABDESSEMED** mon directeur de mémoire, Maître de conférences à l'USTHB, pour m'avoir proposé ce sujet, pour son aide, ses critiques, ses suggestions et ses encouragements, qui ont été pour moi d'un grand apport.*

*Je tiens à remercier Monsieur **M. BELKACEM**, Professeur à l'USTHB d'avoir accepté de présider le jury. Merci monsieur pour vos conseils et votre aide.*

*J'adresse mes remerciements à Madame **D. NEDJRAOUI**, Professeur à l'USTHB pour avoir accepté d'examiner ce mémoire et de participer au jury, j'exprime ma vive reconnaissance et mon profond respect.*

*J'exprime tous mes remerciements à Madame **N. YEDDOU**, Maître de conférences à l'USTHB pour avoir accepté d'examiner ce travail.*

Un grand merci à toutes les personnes qui, de près ou de loin ont contribué à la réalisation de ce travail.

Résumé

Le travail présenté dans ce mémoire est focalisé sur l'étude du bioréacteur à membrane utilisé dans le domaine de traitement des eaux résiduaires urbaine. L'objectif principal est de comparer les performances épuratrices du bioréacteur à membrane par rapport à celles du procédé à boues activées classique, qui demeure, actuellement, l'unique technique utilisée dans les stations d'épuration algériennes. Le pilote bioréacteur à membrane mis en œuvre une membrane d'ultrafiltration à recirculation externe et opère dans les conditions suivantes : la concentration en boue activée égale à 3 g/L, la vitesse de circulation est de 4 m/s, la pression transmembranaire vaut 0.8 bar et sous une température de 30°C. Les performances globales des deux procédés ont été comparées. Les efficacités d'élimination de la pollution carbonée, azotée et phosphorée ont été comparées aussi.

L'étude de suivi du flux de perméat consiste en : la variation de flux de perméat en fonction de temps, l'estimation et l'optimisation de la vitesse de colmatage, l'identification de type de colmatage selon le modèle de Hermia et l'influence de la variation des conditions opératoires sur le flux de perméat et sur le colmatage.

Pour améliorer le flux de perméat, nous nous sommes intéressés à l'influence de l'ajout d'une faible concentration de charbon actif sur le flux, le colmatage et la concentration en DCO, ainsi qu'un test de nitrification et de dénitrification suivi d'une identification bactériologique.

Mots clés : bioréacteur à membrane ; traitement des eaux usées ; boues activées ; colmatage.

Abstract

The present work focuses on the study of the membrane bioreactor in the field of waste water treatment. The main aim is to compare the purifying performances of the membrane bioreactor and those of the conventional activated sludge configuration used in Algerian wastewater treatment plants treating the same municipal waste water. The pilot membrane bioreactor implements an ultrafiltration membrane with external recirculation and operates under the following conditions: activated sludge concentration 3 g/L; cross-flow velocity 4 m/s; transmembrane pressure 0.8 bar; temperature 30°C. The global performances of the two processes were compared. The removal efficiencies of carbon's, nitrogen's and phosphorus's pollution were compared.

Monitoring the perméation flux was also studied: the perméation flux variation as a function of time; the estimation and the optimization of the fouling velocity; identification of the type of fouling according to Hermia's model and the influence of variation of the operating conditions on the perméation flux and fouling.

To improve perméation flux, we were interested in the influence of the addition of a low concentration of activated carbon on perméation flux, fouling and the concentration in COD; a test of nitrification and denitrification followed by a bacteriological identification.

Key words: membrane bioreactor; wastewater treatment; activated sludge; fouling.

Nomenclature

Abréviation

ADN	Acide Désoxyribonucléique
AMO	Ammonium monooxygénase
BA	Boues activées
BAM RE	Bioréacteur à membrane à recirculation externe
CAP	Charbon actif en poudre
DBO ₅	Demande biologique en oxygène
DCO	Demande chimique en oxygène
DO	Densité optique
EPS	Exopolymères
ERI	Eau résiduaire industrielle
ERU	Eau résiduaire urbaine
F/M	Ratio Substrat/Micro-organismes
HAO	Hydroxylamine oxydoréductase
LMSS	Liqueur mixte solides en suspension
MES	Matières en suspension
MF	Microfiltration
MVS	Matières volatiles en suspension
UF	Ultrafiltration

Caractères romains

A	L'âge de la boue	j
a_m	Le rendement cellulaire	-
C_0	Concentration initiale d'une espèce dans la solution	mg/L
CE	Conductivité électrique	μS/cm
C_{ep}	Concentration en matières en suspension dans l'éprouvette	g/L
C_m	Concentration d'une espèce à la paroi membranaire	mg/L
C_P	Concentration d'une espèce dans le perméat	mg/L
D	Diamètre hydraulique	m
Da	Dalton	
f	Coefficient de frottement	-

IB	Indice de boue	mL/g
J	Densité de flux	m/s
J_P	Flux de perméat	L.h ⁻¹ .m ⁻²
$J_{P,T}$	Densités de flux de perméat à T , la température de travail	L.h ⁻¹ .m ⁻²
$J_{P,x}$	Densités de flux de perméat à x la température de référence	L.h ⁻¹ .m ⁻²
k'	Coefficient de transfert de matière dans la couche de diffusion	-
K_b	Constante lie à la surface bloquée par unité de volume de perméat	s ⁻¹
K_c	Constante dépend de la résistance et la concentration du gâteau	s.m ⁻⁶
K_i	Constante lie à la surface bloquée par unité de volume de perméat	m ⁻³
K_s	Constante dépend du volume de particules retenues par unité de volume de perméat	m ⁻³
k_T	Facteur correctif à appliquer pour passer de $J_{P,T}$ à $J_{P,x}$	-
L_P	Perméabilité	L/h.m ² .bar
P_A	Pression atmosphérique	bar
P_E	Pression à l'entrée de module membranaire	bar
P_S	Pression à la sortie de module membranaire	bar
PTM	Pression transmembranaire	bar
Q	Débit journalier d'eau brute alimentant l'étage biologique	m ³ .j ⁻¹
Q_0	Débit de circulation	m ³ .s ⁻¹
Q_E	Débit de l'excès de boue extraire par jour	m ³ .j ⁻¹
Q_P	Débit de perméat	m ³ .s ⁻¹
r	Taux de recyclage des boues	%
R_a	Résistance due à l'adsorption	m ⁻¹
R_c	Résistance au colmatage	m ⁻¹
R_d	Résistance due au dépôt réversible ou irréversible	m ⁻¹
Re	Nombre de Reynolds	-
R_m	Résistance hydraulique de la membrane	m ⁻¹
R_{pol}	Résistance due à la couche limite de polarisation	m ⁻¹
s	Surface de la membrane	m ²
S	Concentration en DBO ₅ à un temps t	mgO ₂ /L
S_0	Concentration en DBO ₅ initiale	mgO ₂ /L
S_0'	Concentration en DBO ₅ dans le mélange	mgO ₂ /L
t	Temps	s

T	Température	°C
t_0	Temps initial	s
TR	Sélectivité (Taux de rétention)	%
U	Vitesse de circulation dans la membrane	m/s
V_{BA}	Volume du bassin d'aération	m ³
VD_{30}	Volume de boue décanté en trente minutes	mL
V_{ech}	Volume d'échantillon	mL
X	Concentration en MVS à un temps t	mg/L
X_0	Concentration en MVS initiale	mg/L
y	Taux de rendement	%
Y	Taux de conversion	%
ΔM	Différente de masse	mg

Caractères grecs

μ	Constante de croissance logarithmique	h ⁻¹
μ	Viscosité dynamique du perméat	Pa.s
μ_T	Viscosités dynamiques à T , la température de travail	Pa.s
μ_x	Viscosités dynamiques à x la température de référence	Pa.s
ν	Viscosité cinématique du fluide	m ² /s
τ	Contrainte de cisaillement	Pa

Liste des tableaux

Tableau I-1	Caractérisation et performances des bioréacteurs à membranes	09
Tableau I-2	Equations régissant les différentes lois de filtration d'Hermia	37
Tableau II-1	Conditions de fonctionnement du Bioréacteur	44
Tableau II-2	Caractéristiques de la membrane minérale du pilote BAM RE	44
Tableau II-3	Conditions opératoires de filtration dans le BAM RE	44
Tableau II-4	Caractéristiques techniques de la station d'épuration de Aïn Benian	45
Tableau II-5	Concentrations moyennes des éléments pollués présents dans l'eau usée urbaine	46
Tableau III-1	Taux d'abattement de la DBO ₅ dans le système à BA et dans le BAM RE	53
Tableau III-2	Taux d'abattement de la DCO dans le système à BA et dans le BAM RE	54
Tableau III-3	Taux d'abattement de l'ammonium dans le système à BA et dans le BAM RE	55
Tableau III-4	Taux d'abattement des nitrites dans le système à BA et dans le BAM RE	57
Tableau III-5	Taux d'abattement des nitrates dans le système à BA et dans le BAM RE	58
Tableau III-6	Taux d'abattement de l'ortho – phosphate dans le système à BA et dans le BAM RE	59
Tableau III-7	Taux d'abattement des matières en suspension dans le système à BA et dans le BAM RE	60
Tableau III-8	Taux d'abattement des matières volatiles en suspension dans le système à BA et dans BAM RE	62
Tableau III-9	Qualité et minéralisation de l'eau selon leurs conductivités	65
Tableau III-10	Résumé des performances épuratrices du BAM RE et du système à BA	66
Tableau III-11	Type de boue activée selon la charge massique et la charge volumique	69
Tableau III-12	Concentrations des composés azotés dans le bac ouvert et fermé et dans le BAM RE	71
Tableau III-13	Caractéristiques du charbon actif en poudre	87
Tableau III-14	Taux d'abattement de la DCO à différentes concentrations en charbon actif	88
Tableau III-15	Evolution de la DBO ₅ au cour du temps	94
Tableau III-16	Détermination de $\ln(1 + (a_m(S_0 - S)/X_0))$	95

Liste des figures

Figure I-1	Principe du procédé de traitement des eaux par boue activée	04
Figure I-2	Schéma d'un bioréacteur à membrane à recirculation externe (BAM RE)	07
Figure I-3	Schéma d'un bioréacteur à membrane immergée (BAMI)	08
Figure I-4	Evolution de la matière organique (DBO_5) en présence d'une masse bactérienne	10
Figure I-5	Evolution des populations des boues activées	13
Figure I-6	Flagellés : a) Anisonemona spp. (14 – 60 μm), b) Atasia spp. (40 – 50 μm), c) Bodo spp. (11 – 22 μm), d) Peranema spp. (40 – 70 μm)	17
Figure I-7	Amibes : a) Proteus spp. (100 – 200 μm), b) Biomyxa spp. (30 – 120 μm), c) Heliozoa spp. (25 – 50 μm)	17
Figure I-8	Ciliés en vie libre : a) Euplotes spp. (70 – 195 μm), b) Stylonychia spp. (100 – 300 μm), c) Coleps spp. (60 μm), d) Colopoda spp. (12 – 110 μm)	18
Figure I-9	Ciliés fixées : a) Carchesium spp. (100 μm), b) Vorticella spp. (40 – 175 μm)	18
Figure I-10	Rotifères (200 – 500 μm) : a) Lecane spp., b) Euchlanis spp., c) Philodina spp	19
Figure I-11	Hydrachnid nématode	19
Figure I-12	Représentation schématique de la séparation par membrane	21
Figure I-13	Rétention des différents types de solutés selon le procédé membranaire - pression d'utilisation	22
Figure I-14	Représentation schématique d'une membrane asymétrique	24
Figure I-15	Module tubulaire Membralox® Pall Exetia	25
Figure I-16	Modules à fibres creuses	26
Figure I-17	Montage d'un module spiralé	27
Figure I-18	a) filtration tangentielle, b) filtration frontale.	27
Figure I-19	Schéma représentatif des deux types de fonctionnement en filtration : pression constante et flux constant	29
Figure I-20	Schéma des différents mécanismes de colmatage	33
Figure I-21	Modélisation de la polarisation : Théorie du film	35
Figure I-22	Évolution du flux de perméat (resp. PTM) en fonction du temps pour un fonctionnement à PTM (resp. flux de perméat) constante lors de la filtration d'un fluide réel	36
Figure I-23	Les paramètres opératoires dans la filtration tangentielle	39
Figure I-24	L'influence de la vitesse tangentielle sur le flux de perméat	41
Figure II-1	Schéma du bioréacteur à membranes à configuration tangentielle avec recirculation externe	43
Figure II-2	Station d'épuration de Aïn Benian	45
Figure III-1	DBO_5 de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés : BA et BAM RE	52
Figure III-2	DCO de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés : BA et BAM RE	54
Figure III-3	Concentration en ammonium de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BAM RE et BA	55
Figure III-4	Concentration en nitrites de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BAM RE et BA	56
Figure III-5	Concentration en nitrates de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE	57

Figure III-6	Concentration en ortho – phosphate de l’effluent et de l’eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE	59
Figure III-7	Concentration en MES de l’effluent et de l’eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE	60
Figure III-8	Concentration en MVS de l’effluent et de l’eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE	61
Figure III-9	Turbidité de l’effluent et de l’eau traitée par les deux procédés BA et BAM RE	62
Figure III-10	pH de l’effluent et de l’eau traitée issus des deux procédés : BA et BAM RE	63
Figure III-11	Température de l’effluent et de l’eau traitée par les procédés BA et BAM RE	64
Figure III-12	Conductivité de l’effluent et de l’eau traitée par les procédés BA et BAM RE	65
Figure III-13	Evolution de l’indice de boue en fonction du temps dans le procédé BAM RE	67
Figure III-14	Evolution de la charge massique en fonction du temps dans le procédé BAM RE	68
Figure III-15	Evolution de la charge volumique en fonction du temps dans le procédé BAM RE	69
Figure III-16	Evolution de l’âge des boues en fonction du temps dans le procédé BAM RE	70
Figure III-17	Evolution de la concentration des composés azotés en fonction du temps et de procédé utilisé	71
Figure III-18	Evolution du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire appliquée	73
Figure III-19	Evolution du flux de perméat en fonction du temps	75
Figure III-20	Représentation graphique de modèle de Hermia	77
Figure III-21	Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes <i>PTM</i>	78
Figure III-22	Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes <i>PTM</i>	78
Figure III-23	Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la <i>PTM</i>	79
Figure III-24	Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes vitesses de circulation	80
Figure III-25	Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes vitesses de circulation	81
Figure III-26	Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la vitesse de circulation	81
Figure III-27	Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes <i>T</i>	83
Figure III-28	Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes <i>T</i>	83
Figure III-29	Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la <i>T</i>	84
Figure III-30	Evolution de flux de perméat en fonction du temps par différentes concentrations en biomasse	85
Figure III-31	Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps pour différentes concentrations en biomasse	85
Figure III-32	Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la concentration en biomasse	86
Figure III-33	Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes concentrations en charbon actif	88

Figure III-34	Evolution de la DCO en fonction de la concentration en CAP dans le BAM RE	88
Figure III-35	Amibe proteus	90
Figure III-36	Coleps	91
Figure III-37	Digononta	91
Figure III-38	Tokophrya	91
Figure III-39	Vorticelle	92
Figure III-40	Vaginicola	92
Figure III-41	Epistilys	93
Figure III-42	Nématode	93
Figure III-43	Evolution de la DBO ₅ en fonction du temps	94
Figure III-44	Détermination de la constante de croissance logarithmique	95

Sommaire

Dédicace.....	i
Remerciements.....	ii
Résumé.....	iii
Nomenclature.....	v
Liste des tableaux.....	viii
Listes des figures.....	ix
Introduction Générale.....	1

Chapitre 1. Synthèse Bibliographique

I.1 Les procédés de traitement des eaux usées urbaines.....	4
I.1.1 Les procédés classiques de traitement des eaux usées.....	4
I.1.2 Les procédés membranaires.....	5
I.1.2.1 La technologie du bioréacteur à Membrane.....	5
I.1.2.2 Types de bioréacteurs à membrane.....	7
I.1.3 Comparaison entre les procédés de traitement des eaux usées.....	8
I.2 Principe de l'épuration par boues activées.....	10
I.2.1 Les boues activées.....	10
I.2.2 Evolution de la matière organique (DBO ₅) en présence d'une masse bactérienne.....	10
I.2.2.1 Etude de la phase de croissance logarithmique.....	11
I.2.3 Âge de la boue.....	12
I.2.4 Nature et composition de la biomasse.....	12
I.2.5 Populations présentes dans la biomasse.....	13
I.2.5.1 Micro-organismes décomposeurs.....	14
I.2.5.2 Structure des floccs.....	15
I.2.5.3 Micro-organismes prédateurs.....	16
I.2.6 La nitrification.....	19
I.2.6.1 Oxydation de l'ammonium en nitrite : la nitrification.....	19

I.2.6.2 Oxydation du nitrite en nitrate : la nitratisation	20
I.2.7 Dénitrification.....	20
I.3 Généralités sur la filtration membranaire.....	21
I.3.1 De la définition à la mise en oeuvre.....	21
I.3.1.1 Définition.....	21
I.3.1.2 Classification.....	22
I.3.1.3 Configuration	23
I.3.1.3.1 Les différentes membranes.....	23
I.3.1.3.2 Les différents modules.....	24
a) Les modules tubulaires.....	24
b) Les modules fibres creuses.....	25
c) Les modules plans.....	26
d) Les modules spiralés.....	26
I.3.1.4 Mode de fonctionnement.....	27
I.3.1.4.1 Tangentiel.....	28
I.3.1.4.2 Frontal.....	28
I.3.1.4.3 Flux constant ou pression constante.....	29
I.3.2 Performances des membranes.....	30
I.3.2.1 La sélectivité.....	30
I.3.2.2 Perméabilité.....	30
I.3.2.3 Taux de conversion.....	31
I.3.2.4 Seuil de coupure.....	31
I.3.2.5 Résistance.....	31
I.3.2.6 Durée de vie.....	32
I.3.3 Colmatage et modèle de filtration.....	32
I.3.3.1 Types de colmatage.....	32
I.3.3.1.1 Colmatage par gâteau.....	33
I.3.3.1.2 Bouchage des pores.....	33
I.3.3.1.3 Blocage des pores.....	33
I.3.3.1.4 L'adsorption.....	34
I.3.3.1.5 Polarisation de concentration	34
I.3.3.2 Formulation mathématique.....	35
I.3.3.3 Conséquences du colmatage sur le procédé.....	36

I.3.3.4 Détermination du mécanisme de colmatage	37
I.3.3.5 Décolmatage	38
I.3.3.5.1 Décolmatage chimique.....	38
I.3.3.5.2 Décolmatage physique.....	38
a) Les promoteurs de turbulence.....	38
b) L'écoulement pulsé.....	39
c) Le rétrolavage.....	39
I.3.3.6 Facteurs affectant la circulation tangentielle dans les membranes.....	39
I.3.3.6.1 La température.....	40
I.3.3.6.2 Différence de pression transmembranaire (<i>PTM</i>).....	40
I.3.3.6.3 Vitesse tangentielle.....	41

Chapitre 2. Matériels et Méthodes

II.1 Pilote de laboratoire	42
II.1.1 Le Bioréacteur à Membranes à Recirculation Externe (BAM RE).....	42
II.2 Présentation de la station d'épuration de Aïn Benian.....	45
II.3 Caractéristique de l'eau usée urbaine.....	46
II.4 Techniques analytiques mis en œuvre.....	46
II.4.1 Température de l'eau.....	46
II.4.2 pH.....	47
II.4.3 Conductivité électrique.....	47
II.4.4 Turbidité.....	47
II.4.5 Matières en suspension.....	47
II.4.6 Matières volatiles en suspension.....	47
II.4.7 Oxygène dissous.....	48
II.4.8 Demande biologique en oxygène.....	48
II.4.9 Demande chimique en oxygène.....	48
II.4.10 Nitrates.....	48

II.4.11 Nitrites.....	48
II.4.12 Ammonium.....	48
II.4.13 Phosphates.....	48
II.4.14 Indice de boue.....	48
II.4.14.1 Règles et mise en œuvre.....	49
II.4.14.2 Description du test de décontation.....	49
II.4.14.3 Résultats.....	50
II.5 Détermination de la vitesse de colmatage dans le BAM RE.....	50

Chapitre 3. Résultats et Interprétations

III.1 Comparaison des performances épuratrices du BAM RE et du procédé à BA.....	52
III.1.1 Demande biochimique en oxygène (DBO ₅).....	52
III.1.2 Demande chimique en oxygène (DCO).....	53
III.1.3 L'ammonium (NH ₄ ⁺).....	55
III.1.4 Les nitrites (NO ₂ ⁻).....	56
III.1.5 Les nitrates (NO ₃ ⁻).....	57
III.1.6 L'ortho – phosphate (PO ₄ ³⁻).....	58
III.1.7 Les matières en suspensions (MES)	60
III.1.8 Les matières volatiles en suspension (MVS).....	61
III.1.9 La turbidité.....	62
III.1.10 Le pH.....	63
III.1.11 La température.....	64
III.1.12 Conductivité.....	64
III.1.13 Récapitulation des résultats obtenus à l'issue de l'étude.....	66
III.1.14 Conclusion.....	67
III.2 Estimation des paramètres caractéristiques.....	67
III.2.1 L'indice de boue (IB).....	67
III.2.2 Charge massique.....	68
III.2.3 Charge volumique.....	69
III.2.4 L'âge des boues.....	70
III.2.5 Conclusion.....	70

III.3 Etude de nitrification et dénitrification.....	71
III.4 Etude de la filtration membranaire.....	72
III.4.1 Perméabilité de la membrane (L_p)	72
III.4.2 Calcul des contraintes de cisaillement dans la membrane d'ultrafiltration.....	73
III.4.3 Evolution du flux de perméat en fonction du temps.....	74
III.4.4 Modèle de Hermia.....	76
III.4.5 Régénération de la membrane.....	77
III.4.6 Influence de la variation des conditions opératoires sur le flux de perméat.....	78
III.4.6.1 Influence de la pression transmembranaire PTM	78
III.4.6.2 Influence de la vitesse de circulation U	80
III.4.6.3 Influence de la température T	82
III.4.6.4 Influence de la concentration en biomasse ($LMSS$).....	84
III.4.7 Effet de l'ajout d'une faible concentration de charbon actif sur le flux de perméat et la DCO.....	87
III.4.7.1 Conclusion.....	89
III.5 Etude bactériologique.....	90
III.5.1 Identification bactériologique de la biomasse par microscope optique.....	90
III.5.1.1 Amibe proteus.....	90
III.5.1.2 Coleps.....	91
III.5.1.3 Digononta.....	91
III.5.1.4 Tokophyra.....	91
III.5.1.5 Vorticelle.....	92
III 5.1.6 Vaginicola.....	92
III.5.1.7 Epistilys.....	93
III.5.1.8 Nématode.....	93
III.5.2 Détermination de la constante de croissance logarithmique μ et le volume de bassin d'aération.....	93
III.5.3 Conclusion.....	96
Conclusion générale.....	97
Recommandations.....	99
Références bibliographiques	
Annexe	

Introduction générale

Le procédé conventionnel à boue activée est l'un des systèmes de traitement biologiques les plus applicables pour le traitement des eaux usées, industrielles et urbaines. Dans le bassin d'aération à boue activée, les micro-organismes transforment la matière organique ainsi que les nutriments, tels que les composés azotés et phosphatés, pour produire le dioxyde de carbone et la biomasse supplémentaire [1].

Les bassins d'aération sont suivis par des zones de sédimentation connues sous le nom de clarificateurs, ces derniers sont employés pour séparer la biomasse de l'effluent liquide.

Les principaux inconvénients de la configuration conventionnelle à boues activées sont : la faible charge volumique limitée par la concentration en boue, les stations d'épuration sont relativement grandes, ce qui conduit, évidemment, à un coût financier élevé. Dans certains cas, comme pour les eaux usées fortement concentrées, l'espace disponible sur un site ne suffit pas pour construire une grande station de traitement. Alors, le compactage du traitement biologique est nécessaire [2]. En plus de la capacité de traitement, d'autres problèmes avec les systèmes conventionnels à boues activées incluent le foisonnement des boues et la mousse biologique. Ces derniers entraînent une mauvaise séparation des solides et une détérioration de la qualité de l'effluent [3,4]. A l'avenir, les règlements concernant la qualité de l'eau sont appelés à devenir de plus en plus strictes, donc il est important de développer des procédés capables d'améliorer l'élimination de : la DBO, les solides en suspension, l'azote et le phosphore [5,6]. Sur la base de ces attentes, le couplage du système classique avec une membrane est proposé, ce qui est appelé bioréacteur à membrane.

Les bioréacteurs à membrane présentent beaucoup d'avantages par rapport aux systèmes conventionnels à boue activée comptant sur des clarificateurs et la décantation tranquille pour éliminer les matières en suspension et les matériaux colloïdaux, parmi ces avantages :

- éliminer le problème du foisonnement des boues dans les systèmes conventionnels à boue activée ;
- l'eau traitée aura subi un fort abattement des pollutions carbonatées et azotées. La rétention des MES sera quasi-totale et l'élimination des bactéries et virus sera très poussée ;
- pour espérer avoir les mêmes résultats en MES et DCO obtenus par le BAM, la station classique équivalente doit multiplier le nombre des postes (décantation primaire + clarification + désinfection...) et donc les sources de problème tout au long de la chaîne sont également multipliées.

- l'âge des boues élevé ainsi que le contact prolongé entre les bactéries et les molécules organiques à haut poids moléculaire, favorisent la biodégradation. De plus, la production de boue est relativement faible.

Toutefois, les systèmes bioréacteurs à membranes souffrent également d'un certain nombre d'inconvénients :

- le colmatage des membranes dû au fait que les petites particules et les macromolécules peuvent être retenues à l'intérieur de la membrane et bloquer certains pores, ce qui se traduit par une baisse du débit de perméat.
- Les membranes sont très sensibles aux matières abrasives qui les endommagent fortement et les rendent alors inefficaces. Un prétraitement est donc en général préconisé afin qu'il n'arrive au niveau des membranes qu'uniquement une eau sale mais sans matières abrasives.

Dans le cadre de ce mémoire, nous nous sommes intéressés à étudier les performances épuratrices d'un bioréacteur à membrane à recirculation externe lors du traitement d'une eau résiduaire urbaine. Cela est dans le but de confirmer l'aptitude de cette technique à éliminer de manière poussée la pollution carbonée, azotée et les matières en suspension.

Dans le but d'évaluer la durée minimum de fonctionnement de ce procédé et par conséquent sa rentabilité, notre étude porte également sur le suivi de l'évolution de flux de perméat, l'étude de colmatage, l'influence de la variation des conditions opératoires et une identification bactérienne de la boue activée durant toute la période de fonctionnement de ce procédé.

Pour une meilleure mise en évidence des performances du bioréacteur à membrane, l'eau traitée par le BAM RE a été comparée à une eau traitée par le procédé à boues activées classique issue de la station d'épuration de Aïn Benian.

Cette étude comporte trois chapitres

Le chapitre I comprend une synthèse bibliographique divisée en trois parties traitant les procédés de traitement des eaux usées, principe de l'épuration par boues activées et des généralités sur la filtration membranaire.

Le chapitre II présente le pilote expérimental et ses conditions de fonctionnement, la station d'épuration et les caractéristiques de l'eau usée urbaine. Les diverses analyses effectuées en parallèle sont aussi décrites.

Le chapitre III résume tous les résultats obtenus à l'issu de notre étude ainsi que leur interprétations.

Chapitre I : Synthèse bibliographique

I.1 Les procédés de traitement des eaux usées urbaines

I.1.1 Les procédés classiques de traitement des eaux usées

Le procédé le plus répandu pour traiter tous les types de pollution est basé sur le concept du procédé par boue activée (figure I-1).

Metcalf et Eddy (2003) [7] le définissent ainsi : il se compose d'un réservoir d'aération, d'un clarificateur secondaire (réservoir de décantation) et d'une ligne de retour de boues. Les boues rejetées sont extraites de la ligne de retour ou de la ligne de la liqueur mixte, c'est-à-dire du réservoir d'aération.

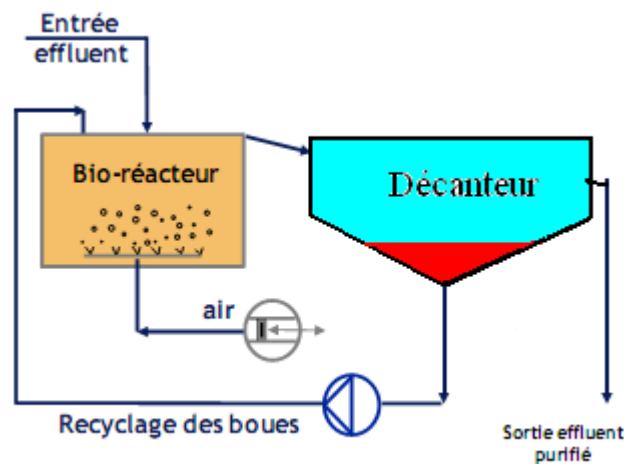


Figure I-1 : Principe du procédé de traitement des eaux par boue activée

Dans le bassin d'aération la biomasse épuratrice est mise en contact avec l'eau à traiter. On distingue alors différents types de procédé selon la finalité de l'épuration.

Pour la pollution carbonée, on exploite le métabolisme aérobie des microorganismes. La biomasse peut dans ce cas être soit en culture libre (boue activée, lagunage), soit en culture fixée (lit bactérien, biofiltre, disque biologique, ou lit fluidisé).

Pour la pollution azotée, il est nécessaire afin d'éliminer tout l'azote de suivre une étape de nitrification et de dénitrification. Le procédé doit alors comporter une zone d'anoxie pour la dénitrification et une zone aérobie pour la nitrification.

Si on souhaite éliminer le phosphore, deux voies se dessinent. La première consiste en une assimilation du phosphore par les microorganismes. Cela nécessite une bonne acclimatation des microorganismes aux phases d'aérobiose et d'anaérobiose. Mais la voie la plus utilisée de nos jours reste la voie physico-chimique. Elle consiste en une précipitation du phosphore à l'aide d'agent tel que le chlorure d'aluminium ou le chlorure ferrique.

Dans tous les cas une seconde étape est indispensable pour séparer les microorganismes épurateurs de l'eau. Cette étape se fait généralement par sédimentation. Le dimensionnement du décanteur se fera selon l'objectif épuratoire.

Ces procédés classiques utilisés en grand nombre, ont montré leur robustesse, leurs plages d'action mais aussi leurs limites. Un des principaux inconvénients de ce traitement réside dans la deuxième étape de séparation par décantation.

L'efficacité de cette étape est en effet très aléatoire du fait de sa dépendance au bon fonctionnement biologique. L'apparition de microorganismes filamenteux conduit par exemple au foisonnement de la boue et la rend par le même inapte à la décantation. La séparation biomasse – eau traitée résultante devient alors médiocre. L'eau ainsi produite ne peut alors satisfaire de manière constante aux normes de rejet fixées.

De nouveaux procédés ont donc émergé depuis quelques années pour assurer une clarification plus fiable. Pour cela un mode de séparation par membrane s'est substitué à la séparation par décantation. [8]

I.1.2 Les procédés membranaires

I.1.2.1 La technologie du bioréacteur à Membrane

Depuis le 19^{ème} siècle, des procédés biologiques ont été employés dans le traitement de l'eau usée. Peu après, le système de boues activées est l'une des techniques de traitement le plus répandu, a été développé et actionné en Angleterre [9]. Depuis ce temps, un certain nombre de différents procédés ont été développés et appliqués sur divers rejets municipaux et industriels. La population microbienne, responsable de la dégradation des composés organiques trouvés en eau usée, est employée sous la forme suspendue. Des procédés aérobies, anoxiques et anaérobies de traitement sont largement répandus dans la purification des gaz et des eaux résiduaires [10].

La filtration par membrane a été initialement utilisée en tant que traitement tertiaire ou comme étape de raffinage aux usines d'eau usée. Les procédés à membrane tels que l'ultrafiltration, la microfiltration, ou l'osmose inverse ont été appliqués comme une étape de polissage [10]. Mais l'apparition d'un nouveau concept dans des procédés biologiques est lancé appelé : bioréacteurs à membrane. Le bioréacteur à membrane (BAM) est défini comme une modification du système conventionnel de boues activées (BAC), où la séparation de l'eau traitée dans la liqueur mixte est assurée par un système à membrane au lieu d'un purificateur.

Il y a plusieurs avantages liés au BAM qui lui fait une option valable au-dessus d'autres techniques de traitement. Tout d'abord, la rétention de toutes les matières en suspension et les composés les plus solubles mène à une excellente qualité de l'eau, capable de respecter des normes de rejet plus rigoureuses dans le futur [11]. La possibilité de retenir tous les virus et les bactéries a comme conséquence un effluent stérile, et s'élimine le besoin d'une désinfection extensive [12]. Puisqu'aucun solide en suspension n'est perdu dans l'étape de clarification, la séparation totale du temps de séjour des boues (TRB) et du temps de rétention hydraulique (TRH) est possible. La commande totale de TRB fournit la commande optimale de la population microbienne et de la flexibilité dans l'opération [13]. L'absence d'un clarificateur, qui agit également en tant que sélecteur naturel, permet les organismes sensibles de croissance lente (nitrifiantes, bactéries capables de dégrader les composés complexes) de se développer et persister dans le système [14]. Elle élimine également des problèmes liés à la décantation, qui est habituellement la partie la plus gênante du traitement des eaux résiduaires. Le potentiel pour opérer le BAM à un âge de boue très élevé sans avoir l'obstacle de décantation, autorise des concentrations élevées de biomasse dans le bioréacteur. En conséquence, une plus grande charge d'eau usée peut être traitée et des rendements inférieurs de biomasse sont réalisés [15]. Ceci a également comme conséquence des systèmes plus compacts que des procédés conventionnels, abaisser les frais financiers et les rendre souhaitables pour des applications de réutilisation de l'eau. Les taux élevés de recyclage de la liqueur mixte par la membrane induit le mélange rigoureux, qui augmente le transfert de masse des substrats, des aliments, et de l'oxygène dans le bioréacteur [16]. Le haut poids moléculaire, les composés solubles, qui ne sont pas aisément biodégradables dans les systèmes conventionnels, sont retenus dans le BAM. Ainsi, leur temps de séjour est prolongé et la possibilité d'oxydation est améliorée. Finalement, les composés non biodégradables sont rejetés avec la boue plutôt que l'eau traitée.

Les inconvénients liés au BAM sont principalement coûtés. Les frais financiers élevés dus aux unités chères de membrane et les coûts énergétiques élevés dus au besoin de pressurisation ou de recyclage, caractérisent le système [17]. La polarisation de concentration et toute autre membrane encrassant des problèmes peuvent mener souvent à fréquenter les régénérations de la membrane, qui arrêtent l'opération et exigent l'eau propre et les produits chimiques. Un autre inconvénient est le problème de la disposition de la boue dans les systèmes BAM. Puisque le BAM est fortement concentré par la liqueur mixte, donc les propriétés de filtrabilité et de décantation sont faibles, le prétraitement devient difficile. Une autre limitation du BAM, une fois travaillant à des hauts TRB rend l'accumulation possible

des composés inorganiques non filtrables dans le bioréacteur. Ceci peut atteindre les niveaux de concentration qui peuvent être nocifs à la population microbienne [16].

Le BAM est émergé comme procédé alternatif de traitement, particulièrement dans les cas où l'espace et les ressources d'eau sont limitées. L'eau usée industrielle, qui est difficile à traiter et exige des âges de boue élevés, pose des problèmes de sédimentation et de clarification. Avec les nouveaux développements dans la conception de la membrane et l'établissement des normes plus rigoureuses d'épuration, le BAM devient une option faisable dans le traitement des eaux résiduaires municipales, le traitement de lixiviat, et le traitement d'eau potable.

I.1.2.2 Types de bioréacteurs à membrane

Il existe deux types de bioréacteur : les bioréacteurs à membrane à recirculation externe et les bioréacteurs à membrane immergée. Chronologiquement, les premières générations de bioréacteurs à membrane mettent en œuvre des membranes tubulaires organiques ou inorganiques placées dans des boucles externes de recirculation (Figure I-2). La biomasse circule à grande vitesse dans ces boucles de façon à limiter le colmatage des membranes et à réduire la fréquence des lavages chimiques. Mais la circulation induit une consommation énergétique qui amène ces procédés à des dépenses énergétiques élevées (de 10 à 50 kWh/m³) et qui ne sont pas admissibles quand il s'agit de traitement d'eaux usées [18]. Cette contrainte est une des raisons du développement de nouvelle configuration de réacteur à membrane.

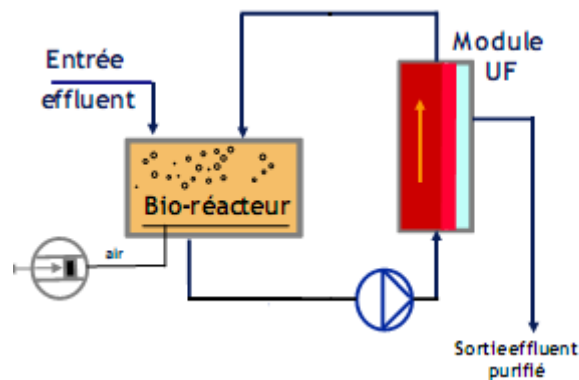


Figure I-2 : Schéma d'un bioréacteur à membrane à recirculation externe (BAM RE)

Les bioréacteurs à membranes immergées (Figure I-3) sont donc apparus avec l'objectif de simplifier la mise en œuvre des systèmes et de réduire leurs coûts de fonctionnement. Dans cette nouvelle configuration, les membranes sont directement immergées dans les bassins contenant les boues biologiques et le perméat est soutiré par aspiration. Le travail est donc

effectué en dépression et ne dépasse en général pas 0,5 bar au lieu de 1 bar voire plus pour les procédés à boucle externe. En conséquence la dépense énergétique associée au bioréacteur à membranes immergées ne dépasse pas les 0,2-0,4 kWh/m³ [18]. La grande majorité des études est désormais réalisée à partir de ce type de bioréacteur. Ces procédés ont en revanche une capacité de traitement plus faible que les BAME.

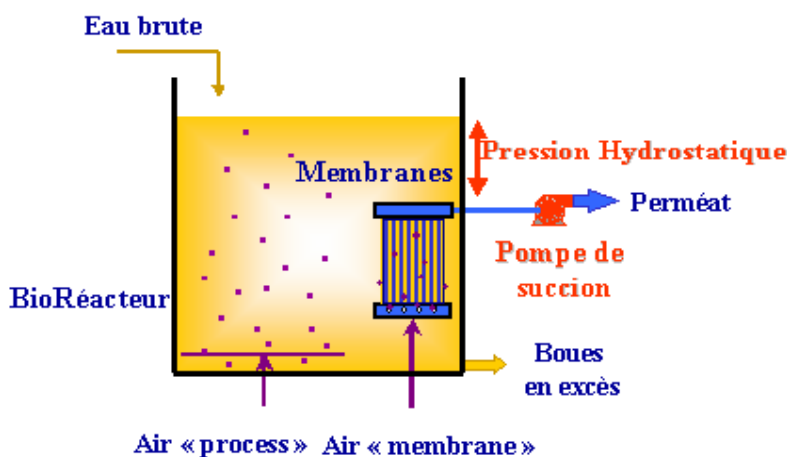


Figure I-3 : Schéma d'un bioréacteur à membrane immergée (BAMI)

I.1.3 Comparaison entre les procédés de traitement des eaux usées

Le tableau I-1 résume les principales caractéristiques et performances des différents bioréacteurs à membranes en les comparant aux boues activées

Tableau I-1 : Caractérisation et performances des bioréacteurs à membranes [19]

	Unité	Bioréacteur à membranes à recirculation externes		Bioréacteur à membranes immergées		Rappel : Système conventionnel (sans tertiaire)
Type de membranes		Tubulaire	Plane	Fibres creuses	Plane	
Nature de la membrane		Minéral ou organique	Minéral ou organique	Organique	Organique	
Application		ERI/ERU plus particulièrement système tempéré ou chaud, concentration élevée, faible charge hydraulique		ERU/ERI plus particulièrement système tempéré, concentration élevée, faible charge hydraulique		ERU/ERI
Type de séparation		MF/UF	MF/UF	MF/UF	MF	Clarification
Mode de contrôle du dépôt		Filtration tangentielle (4 m.s^{-1})		Aération dédiée continue ou séquencée		
Peau		Interne		Externe		
Filtration		Interne/Externe		Externe/Interne		
Recirculation		Nécessaire 300 à 500 %		Selon configuration 300 à 500 %		Nécessaire 80 à 150 %
Force motrice		Pression		Dépression (suction) ou hydrostatique		Gravitaire
Concentration en MES recommandée	g.L^{-1}	8 à 15		6 à 12		3 à 5
Flux net	$\frac{\text{L.h}^{-1}}{\text{m}^2}$	60 à 150		10 à 40		
Sensibilité aux matières fibreuses		Elevée		Moyenne		Faible
Sensibilité à l'abrasion (sable)		Elevée		Faible		Faible
Fréquence des lavages chimiques		1 à 4 fois par mois		2 à 4 fois par an		Absence
Gestion des débits		Nécessaire				Moindre sensibilité
Elimination des germes		4 à 6 log				1 à 2 log
Nécessité d'un traitement biologique poussé		Obligatoire (minimiser le colmatage)				Au choix
MES < 3 mg.L^{-1}		Oui				Traitement tertiaire nécessaire

ERI : eau résiduaire industrielle

ERU : eau résiduaire urbaine

I.2 Principe de l'épuration par boues activées

I.2.1 Les boues activées

Boues activées, culture bactérienne libre brassée et oxygénée formée en bassin d'épuration, qui se rassemble en flocons ou "flocs" sous forme d'une sorte de boue [20].

Les boues activées sont utilisées comme épuration biologique dans le traitement des eaux usées. Les micro-organismes de la boue activée entrent constamment en contact avec les polluants organiques des eaux résiduaires, ainsi qu'avec l'oxygène, et sont maintenus en suspension.

En fait, on peut considérer que le système à boues activées est une extension artificielle des phénomènes d'épuration naturels. Dans un cours d'eau ou une rivière, les phénomènes entrant en jeu sont identiques à ceux présents dans les systèmes à boues activées, seule varie la concentration en microorganismes dans le milieu, et à fortiori, la vitesse de la réaction de dégradation [21].

I.2.2 Evolution de la matière organique (DBO_5) en présence d'une masse bactérienne

La figure I-4 montre l'évolution de la matière organique représentée par la DBO_5 en présence d'une masse bactérienne indiquée par la mesure des MVS.

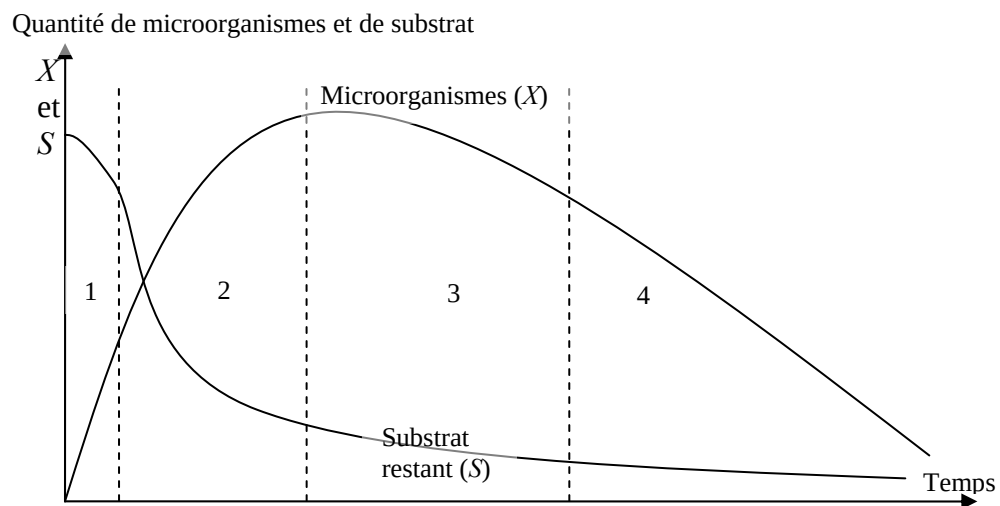


Figure I-4 : Evolution de la matière organique (DBO_5) en présence d'une masse bactérienne

Lorsqu'on apporte des matières organiques dans un milieu microbien, et si celui-ci n'est pas dépourvu en éléments nutritifs, on assiste à une évolution progressive de la masse microbienne suivant quatre phases principales : (figure I-4)

Au cours de la première phase, le milieu riche en nourriture permet un développement rapide des bactéries. La DBO_5 diminue rapidement, la masse de MVS augmente alors que la masse d'oxygène présente dans le milieu décroît. C'est la phase dite de croissance logarithmique.

Au cours de la seconde phase, l'insuffisance de nourriture entraîne un ralentissement de la croissance bactérienne. On observe alors un début de plafonnement de la masse de MVS. C'est la phase dite de croissance ralentie.

La phase 3 correspond à une phase stationnaire. Elle signifie qu'à ce moment, les bactéries utilisent les réserves accumulées précédemment.

Enfin, la dernière phase (4), au cours de laquelle le milieu est pauvre en matières organiques et se traduit par la mort de nombreux micro – organismes. C'est la phase endogène. L'oxygène apporté est alors utilisé par les bactéries pour leur propre transformation en produit finaux [21].

1.2.2.1 Etude de la phase de croissance logarithmique

D'après les travaux de Monod, le rendement cellulaire a une forme linéaire :

$$a_m = \Delta X / \Delta S \quad \text{Equation I-1}$$

Avec :

a_m : Le rendement cellulaire

$\Delta X = X - X_0$: (X : Concentration en MVS à un temps t ; X_0 : Concentration en MVS initiale)

$\Delta S = S_0 - S$: (S : Concentration en DBO_5 à un temps t ; S_0 : Concentration en DBO_5 initiale)

Au cours de cette phase où le substrat est abondant et pour laquelle le développement des cellules n'est limité que par leur temps de reproduction, on peut écrire :

$$dX / dt = \mu X \quad \text{Equation I-2}$$

L'intégration de cette équation conduit à :

$$X = X_0 \exp(\mu t) \quad \text{Equation I-3}$$

Comme une fraction de la pollution est convertie en nouvelles cellules, on peut admettre qu'après un temps de réaction t équivalent à $\Delta t = t - t_0$.

Le rendement précédemment défini avait permis d'écrire :

$$\Delta X = a_m \Delta S \quad \text{Soit : } \Delta X = a_m (S_0 - S) \quad \text{Equation I-4}$$

Où $S_0 - S$ représente la pollution (DBO_5) éliminée pendant le temps Δt , pour une croissance de boue égales à ΔX .

Cette relation devient : $a_m (S_0 - S) = X_0 (\exp(\mu t) - 1)$ Equation I-5

Soit encore : $\mu t = \log \left[\left(\frac{S_0 - S}{X_0} \right) a_m + 1 \right]$ Equation I-6

La droite obtenue en portant $\log \left(1 + \frac{a_m (S_0 - S)}{X_0} \right)$ en fonction de t , donne μ .

μ est alors défini comme la constante de croissance logarithmique. Ce terme est souvent interprété comme étant le temps nécessaire pour doubler la population bactérienne.

I.2.3 Âge de la boue

L'âge de la culture, correspondant au ratio de la quantité totale de biomasse présente dans le bassin sur la quantité produite journalièrement, peut varier de moins d'un jour à plus d'un mois. Ce point est très important pour la sélection des espèces au taux de multiplication différent. Mais ce taux de croissance dépend également d'autres facteurs tels que la température, la nourriture disponible, l'aération.....[22].

$$A = \frac{[MES]_{BA} \times V_{BA}}{[MES]_E \times Q_E} \quad \text{Equation I-7}$$

Avec :

A : L'âge de la boue (Jour)

V_{BA} : Volume du bassin d'aération (m^3)

Q_E : Débit de l'excès de boue extraire par jour (m^3/Jour)

$[MES]_E$: Concentration en MES extraire

$[MES]_{BA}$: Concentration en MES dans le bassin d'aération

I.2.4 Nature et composition de la biomasse

La biomasse peut se trouver en suspension ou fixée. Dans les bioréacteurs à membranes, la majorité des bactéries se trouvent en culture libre, mais associée sous forme de flocs qui caractérisent l'adaptation de la culture à l'environnement, dans lequel elle se développe, et constituent un moyen de protection contre leurs prédateurs [23].

Les micro-organismes présents dans la biomasse sont principalement des bactéries, des champignons, des protozoaires et des métazoaires. En culture mixte aérobie, la plupart de la

population bactérienne est composée de micro-organismes hétérotrophes se développant aux dépens de la matière organique biodégradable nécessaire à la synthèse de nouvelles cellules et à la production de l'énergie associée à l'activité cellulaire. La composition chimique de la matière vivante varie en fonction des espèces présentes. La fraction inorganique (exprimée en poids et en matière sèche) ne représente qu'environ 3 %, elle est composée d'ions Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Na^+ , Fe^{3+} , S et d'autres éléments en quantité trace seulement [24]. La phase organique par contre, est plus importante avec 50 ± 5 % de carbone, 20 – 30 % d'oxygène, 8 – 15 % d'azote, 8 % d'hydrogène et 2.5 – 5 % de phosphore [25].

D'après Wilén et al (2003) [26], les protéines sont les principaux composants de la biomasse. Elles représentent 40 %, suivies de 15 – 40 % de la composition d'acides humiques, 10 – 20 % de matériel polymérique, 1 – 2 % d'acides uroniques et 1 – 6 % d'ADN (exprimés en poids et en matière sèche).

I.2.5 Populations présentes dans la biomasse

En traitement d'eau résiduaire, les systèmes biologiques sont extrêmement complexes soumis en permanence à des interactions entre des facteurs biotiques et abiotiques, ainsi qu'une compétition entre les espèces présentes dans la culture microbienne. Comme ces facteurs (biotiques et abiotiques), évoluent en permanence, la composition microbiologique est aussi en constante évolution. De plus, dans les bioréacteurs à membranes, où la culture peut se trouver dans de conditions de faibles ratios F/M et de forts temps de rétention de la biomasse, les espèces qui se développent le plus lentement (y compris les protozoaires et les métazoaires) seront présents dans ces systèmes. La Figure I-5 montre d'ailleurs les groupes prédominants des micro-organismes en fonction des conditions de charge appliquées aux systèmes de type boues activées.

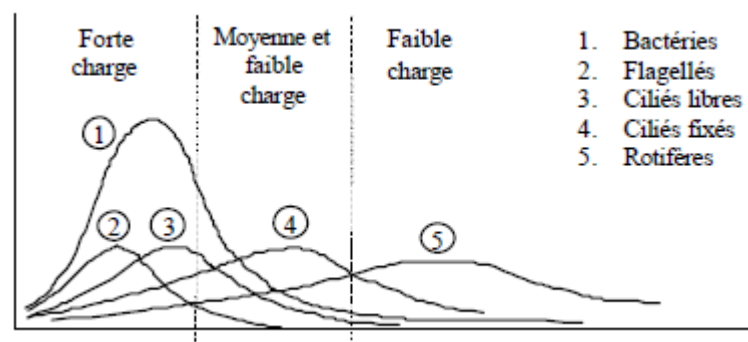


Figure I-5 : Evolution des populations des boues activées [27]

Du point de vue trophique, ces micro-organismes se classent dans deux grands groupes : décomposeurs et prédateurs.

I.2.5.1 Micro-organismes décomposeurs

Ce sont les responsables de la dégradation des polluants dans l'eau résiduaire. Ce groupe est représenté principalement par des bactéries, des champignons et par des cyanophytes non colorées.

Approximativement 95 % des micro-organismes présents dans la biomasse des boues activées sont composés de micro-organismes décomposeurs et la plupart d'entre eux sont des bactéries. Néanmoins, il existe également des protozoaires osmotrophiques qui sont capables de consommer des substrats solubles.

Cependant, pour des quantités limitées de substrat, ce sont les bactéries qui vont plus rapidement se développer. Or, dans les réacteurs biologiques de traitement d'eau résiduaire, ces bactéries se trouvent sous forme de floccs. Le principe de formation de floccs se trouve dans la capacité des bactéries à s'attacher aux autres bactéries aussi bien qu'à d'autres particules en suspension. Cette aptitude à former des floccs va dépendre des conditions de culture (avec pour conséquence la composition en EPS, les concentrations et les proportions de différents biopolymères et la concentration en cations divalents principalement) mais aussi des conditions hydrodynamiques de mélange et de turbulence. Dans les bioréacteurs à membranes aérobies, on va retrouver plusieurs groupes de micro-organismes :

- Groupe 1. Organotrophes : ces bactéries utilisent les substrats organiques comme source de carbone. Les genres, les plus cités sont : *Bacillus* spp., *Pseudomonas* spp., *Alcaligenes* spp., *Moraxella* spp. Et *Flavobacterium* spp. [23]. Ces groupes sont des micro-organismes capables de dégrader des substrats complexes avec des exo ou endoenzymes. Les bactéries organotrophes peuvent être filamenteuses ou regroupées sous forme de floccs. Il y a approximativement 30 types de bactéries et de cyanobactéries capables de se développer sous forme de filaments.

- Groupe 2. Organotrophes anoxies : ce sont des micro-organismes dénitrifiants qui se développent en absence d'oxygène dissous et en utilisant l'azote des nitrates comme accepteur final d'électrons. Il y a au moins 40 espèces capables de dénitrifier en milieu aquatique [23]. Les genres les plus souvent rencontrés dans des procédés à boues activées sont

: *Achromobacter* spp., *Alcaligenes* spp., *Arthrobacter* spp., *Bacillus* spp., *Flavobacterium* spp., *Hyphomicrobium* spp., *Moxarella* spp. et *Pseudomonas* spp. [28; 29].

- Groupe 3. Nitrifiants : les genres les plus souvent rencontrés dans la littérature sont *Nitrosomonas* spp., *Nitrosococcus* spp., *Nitrosospira* spp. et *Nitrosocystis* spp. pour l'oxydation de l'ammoniaque, et *Nitrobacter* spp., *Nitrosopina* spp. et *Nitrococcus* spp. pour l'oxydation de nitrites en nitrates [29]. Cependant, dans les procédés de boues activées, les bactéries chimolithotrophiques *Nitrosomonas* spp. et *Nitrobacter* spp. sont considérées comme les principaux nitrifiants.

- Groupe 4. Microfaune : celle-ci est composée des deux groupes : les protozoaires et les métazoaires. Ils représentent environ 5 % du poids total exprimé en matière sèche, dont 70 % dus aux ciliés [30].

I.2.5.2 Structure des floccs

Dans le cas de bioréacteurs à membranes, la floculation ne va pas jouer directement un rôle dans la séparation de la biomasse puisqu'il n'y a pas d'étape de décantation. Cependant, la morphologie et la taille des floccs (plus particulièrement la diminution de leur taille) ont été identifiées comme des facteurs importants dans la filtrabilité de ces suspensions [31; 32]. En effet, la diminution de la taille des floccs entraîne un relargage d'EPS dans la suspension [33] mais aussi d'une résistance spécifique d'un gâteau de filtration. La présence d'EPS et la faible taille des floccs sont ainsi des phénomènes identifiés comme une possible cause de la baisse de filtrabilité des suspensions [34] car, ces caractéristiques sont favorables à l'adhésion des micro-organismes aux surfaces. Pour cette raison, l'étude de la morphologie des floccs est importante. Jenkins et al (2003) [35] proposent ainsi de classifier les floccs suivant leur structure. Ils distinguent ainsi les structures suivantes :

I. Dispersée : Structure causée par l'absence ou le cassage des liaisons entre exopolymères entraînant moins d'adhérence entre les micro-organismes. Ce type de structure a été associé à la présence de bactéries non formatrices des floccs et à des hautes concentrations de cations monovalents (i.e. K^+ et Na^+) par rapport à la concentration d'ions divalents (i.e. Ca^{2+} , Mg^{2+}) [36; 37].

II. Visqueuse : Cette structure est à l'origine d'un excès d'exopolymères. Les floccs sont entourés d'une grande quantité d'exopolymères qui vont retenir de l'eau tout autour du flocc. Apparemment, ce type de floccs contient une grande quantité de cellules dispersées et possèdent des bords lisses.

III. Pin flocc : On trouve ce type de floccs lorsque la population bactérienne est composée uniquement de bactéries formatrices de floccs (i.e. absence de bactéries filamenteuses). Ils sont compacts, ronds et d'une taille de 75 μm en moyenne. Ils peuvent être facilement cassés lors de l'agitation (mécanique particulièrement ou par les diffuseurs d'air).

IV. Filamenteuse : Ce type de structure est dû à une forte présence d'organismes filamenteux. On peut trouver des structures (i) de pont (bridging) ou (ii) dispersées, en fonction des espèces de micro-organismes.

V. Mousseuse : Cette formation est due à la présence de bactéries productrices de mousse, notamment à la présence de bactéries nocardioformes. Leur surface, peu hydrophobe, rend les floccs susceptibles de s'attacher aux bulles d'air, formant ainsi des bulles-floccs moins denses que l'eau qui les entraînent à la surface sous forme de mousse.

I.2.5.3 Micro-organismes prédateurs

Ce sont des micro-organismes qui utilisent des bactéries comme substrats. Ce groupe est composé de protozoaires phagotrophiques et de métazoaires microscopiques. L'effet prédateur de ces micro-organismes contribuera sans aucun doute à la réduction de la masse biologique produite [30, 38] car ils consomment des bactéries vivantes et mortes [39]. Cependant, les prédateurs morts peuvent constituer également une accumulation de matière particulaire difficilement biodégradable.

Les protozoaires sont des micro-organismes eucaryotiques, généralement unicellulaires dont les principales caractéristiques sont la mobilité et l'absence de paroi cellulaire et de couleur [40]. La plupart d'entre eux sont hétérotrophes, aérobies. Par contre, on distingue ceux qui obtiennent leur nourriture par ingestion des macromolécules en solution par pinocytose et ceux qui ingèrent de la matière particulaire par agocytose. Les protozoaires que l'on retrouve normalement dans l'eau résiduaire se subdivisent en flagellés (Mastigophores), amibes (Sarcodina) et ciliés (Ciliophores) [40].

A) Flagellés : sont les protozoaires les plus petits rencontrés dans les boues activées (5-80 μm). Ils sont de forme ronde ou allongée et possèdent une mobilité grâce au flagelle [35]. On les retrouve lorsqu'il y a des grandes quantités de matière organique soluble, puisque la plupart d'entre eux sont des micro-organismes osmotrophiques (i.e. qui se nourrissent des substrats solubles comme les bactéries). Néanmoins, il existe aussi des flagellés phagotrophiques (i.e. qui se nourrissent de substrats particuliers). La plupart d'entre eux sont présents dans des systèmes présentant de faible concentration en oxygène dissous et une forte charge massique [23].

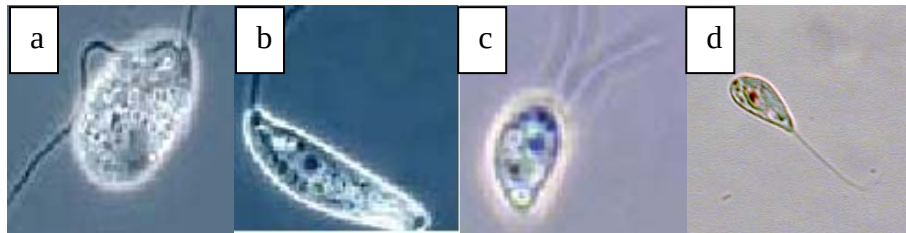


Figure I-6 : Flagellés : a) *Anisonemona* spp. (14 – 60 μm), b) *Atasia* spp. (40 – 50 μm), c) *Bodo* spp. (11 – 22 μm), d) *Peranema* spp. (40 – 70 μm)

B) Amibes : les amibes ont des formes irrégulières et des tailles comprises entre 10 et 200 μm . Ce sont des micro-organismes mobiles, grâce à un «faux pied». Ce type de protozoaires grandit dans des milieux où se trouve de la matière organique particulière et tolère de faibles concentrations en oxygène dissous [35]. Ils peuvent être également de type osmotrophique, cependant, comme leur surface spécifique est inférieure à celle de bactéries, ils vont être moins compétitifs. Normalement, les flagellés et les amibes sont présents dans des systèmes où la population bactérienne n'est pas encore bien stabilisée [23].

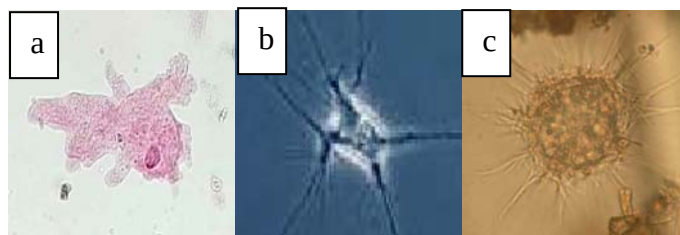


Figure I-7 : Amibes : a) *Proteus* spp. (100 – 200 μm), b) *Biomyxa* spp. (30 – 120 μm), c) *Heliozoa* spp. (25 – 50 μm)

C) Ciliés de vie libre : sont des micro-organismes mobiles, grâce aux cils. Leur taille est de 20-400 μm [35]. Les ciliés se nourrissent par ingestion de matière particulière. De ce fait, les ciliés de vie libre consomment généralement un grand nombre de cellules dispersées dans la suspension et témoignent de conditions propices de floculation. Ils sont alors, un indicateur du

bon fonctionnement du procédé. Les ciliés sont mieux organisés et remplacent naturellement les flagellés dans le développement des boues activées. En fait, ils sont considérés, comme les protozoaires caractéristiques des procédés de boues activées stabilisés [23].

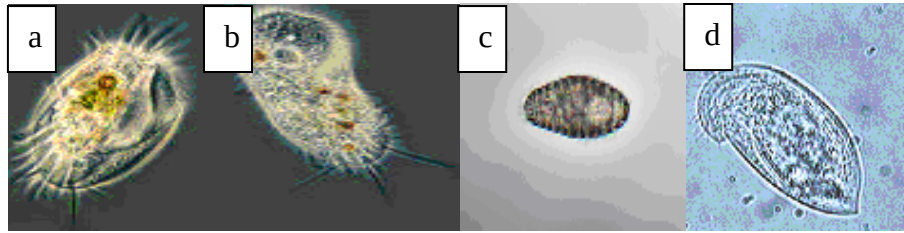


Figure I-8 : Ciliés en vie libre : a) *Euplotes* spp. (70 – 195 μm), b) *Stylonychia* spp. (100 – 300 μm), c) *Coleps* spp. (60 μm), d) *Colopoda* spp. (12 – 110 μm)

D) Ciliés fixés : en raison de leur faible mobilité, leurs besoins énergétiques sont mineurs. On les trouve généralement dans des boues où les conditions de floculation sont bonnes et où se trouvent peu de bactéries dispersées [23]. Normalement, ils reflètent le bon fonctionnement du réacteur et témoignent d'un âge de boue élevé [35]. Certaines espèces peuvent être alors, des indicateurs de l'âge de boue du système.

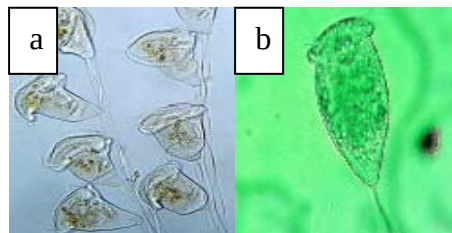


Figure I-9 : Ciliés fixées : a) *Carchesium* spp. (100 μm), b) *Vorticella* spp. (40 – 175 μm)

Les métazoaires : sont des micro-organismes hétérotrophes, aérobies et multicellulaires [40]. Appartenant au royaume animal, ils sont plus grands et possèdent une structure plus complexe que les protozoaires. Les plus couramment rencontrés dans les boues de stations d'épurations sont les rotifères et les nématodes. Cependant, on trouve aussi des annélides.

E) Rotifères : Les rotifères sont généralement mobiles et on les trouve quel que soit l'âge de boues. Leur taille est variable selon l'espèce, de 50-500 μm [35]. Certains sont prédateurs de protozoaires, mais, ils sont également bactérivores et algivores. On retrouve ce type de micro-organismes dans des systèmes à faible charge et âge de boue élevé [27].

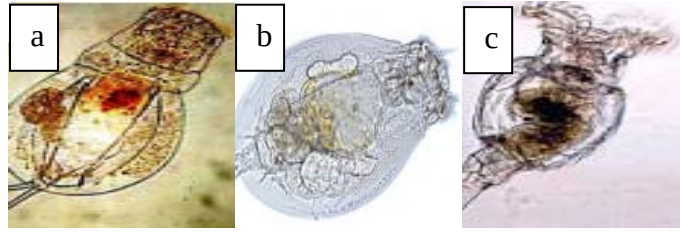


Figure I-10 : Rotifères (200 – 500 μm) : a) *Lecane* spp., b) *Euchlanis* spp., c) *Philodina* spp

F) Nématodes : Ce type de métazoaires est prédateur de protozoaires. Ils sont peu sensibles à des conditions d'anaérobiose. Leur taille est de 100-1000 μm [35]. Leur apparition est sporadique. Cependant, on les retrouve normalement dans des systèmes de moyenne et faible charge massique [27].

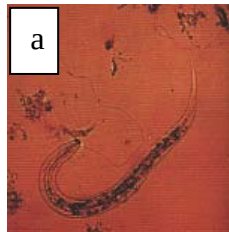
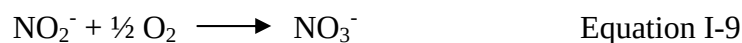
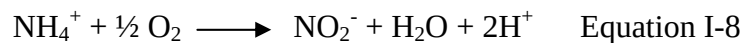


Figure I-11 : Hydrachnid nématode

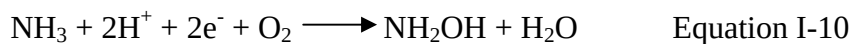
I.2.6 La nitrification

Le schéma réactionnel simplifié de la nitrification se subdivise en deux étapes successives bien connues de la littérature (Eqs I-8 et I-9). La première étape mise en œuvre par l'espèce *Nitrosomonas*, correspond à l'oxydation de l'ammonium en nitrite (nitritation) au cours de laquelle l'oxygène moléculaire est consommé et l'ion ammonium sert de source d'énergie. Elle est suivie de l'oxydation du nitrite en nitrate (nitratisation) réalisée par l'espèce *Nitrobacter*. Le nitrite formé précédemment sert de source d'énergie.



I.2.6.1 Oxydation de l'ammonium en nitrite : la nitritation

En réalité, la nitritation proprement dite se déroule en deux étapes [41, 42, 43] (Eqs. I-10 et I-11) au cours desquelles l'ion ammonium s'oxyde d'abord en hydroxylamine [44], qui ensuite se réduit en nitrite. La formation de l'hydroxylamine serait catalysée par une enzyme, l'ammonium monooxygénase (AMO) [45, 46, 47] alors que la réduction du nitrite est catalysée par l'hydroxylamine oxydoréductase (HAO) [48]. Le substrat de l'AMO serait l'ammoniac NH_3 plutôt que l'ammonium NH_4^+ [49].

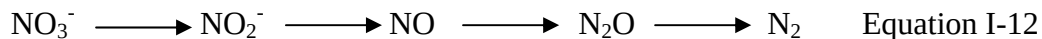


I.2.6.2 Oxydation du nitrite en nitrate : la nitratisation

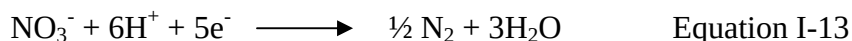
Alors que la formation de nitrite résulte de la mise en série de deux réactions d'oxydoréduction, l'oxydation du nitrite en nitrate se déroule en une seule étape [50]. La source du substrat est encore mal connue et pourrait être soit l'ion NO_2^- , soit l'acide nitrique non dissocié [51]. Toutefois, selon les travaux de Meinck et al. (1992) [52], cette réaction impliquerait la nitrite-oxydoréductase (NOR), enzyme localisée dans le système membranaire des souches concernées.

I.2.7 Dénitrification

En l'absence d'oxygène dissous, de nombreuses bactéries hétérotrophes sont contraintes d'utiliser une autre source d'oxygène. Elles utilisent alors l'oxygène combiné, c'est-à-dire celui contenu dans le nitrate NO_3^- . Avant d'arriver au stade ultime d'utilisation complète de l'oxygène du nitrate pour obtenir l'azote gazeux N_2 , une série de réactions complexes se produisent. On peut néanmoins les résumer :



Le carbone organique nécessaire peut être celui contenu dans l'eau usée. S'il provient des bactéries elles-mêmes, on parlera alors de dénitrification endogène. Globalement, on peut écrire la réaction suivante :



5e^- proviennent du donneur d'électrons (Carbone organique de l'eau usée ou des bactéries)

I.3 Généralités sur la filtration membranaire

Les procédés de filtration par membrane trouvent des applications dans de nombreux secteurs d'activité correspondant à tout autant de matériaux utilisés, de configurations rencontrées ou encore de mises en œuvre différentes. Cette section a pour objet de présenter les principes de la filtration par membranes ainsi que les arguments qui ont participé à son expansion en traitement de l'eau bien que certaines limitations subsistent.

I.3.1 De la définition à la mise en oeuvre

I.3.1.1 Définition

Le rôle le plus courant des membranes est de servir de barrière sélective de façon à permettre le passage de certaines composantes d'un liquide alors qu'elle retient certaines autres composantes [53]. Sous l'action d'une force motrice (Figure I-12) ; les critères de séparation des particules, des molécules ou encore des ions peuvent être d'ordre stérique (dimension et forme), chimique (nature) ou encore dépendre de la charge électrique.

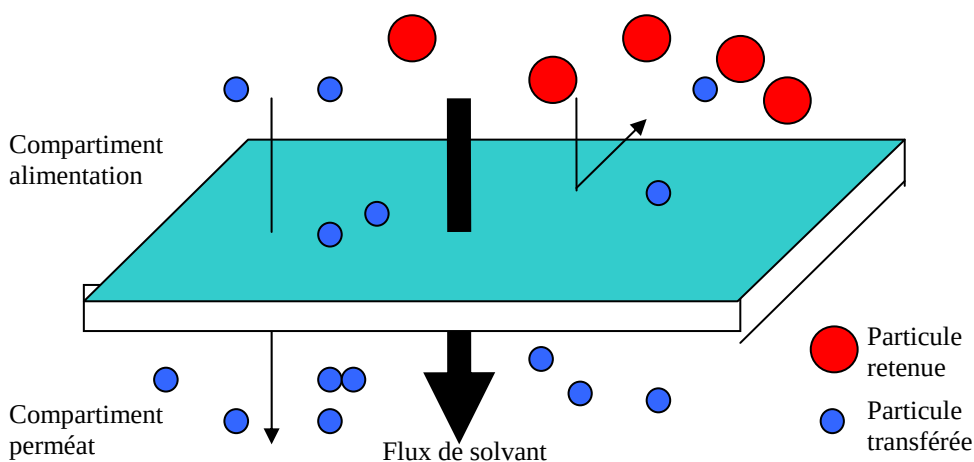


Figure I-12 : Représentation schématique de la séparation par membrane

Il est d'usage de classifier les opérations de séparation par membrane selon la force motrice permettant d'opérer la séparation. On peut distinguer ainsi les procédés basés sur un gradient de potentiel électrique (électrodialyse), sur un gradient de concentration (pervaporation, dialyse) ou encore de pression (osmose inverse, nanofiltration, ultrafiltration, microfiltration).

Nous nous attacherons ici à présenter les systèmes mettant en œuvre un gradient de pression, communément appelé pression transmembranaire (*PTM*) ; ces opérations sont regroupées sous le terme générique de filtration membranaire.

I.3.1.2 Classification

Les filtrations membranaires, opérations de séparation utilisant un gradient de pression en tant que force motrice, peuvent être distinguées selon la taille moyenne des pores de membranes mises en œuvre mais aussi par les gammes de pression transmembranaire utilisées pour réaliser la séparation.

Ainsi, la Figure I-13 présente les opérations à mettre en œuvre en fonction des composés à retenir, et les pressions qui y sont associées.

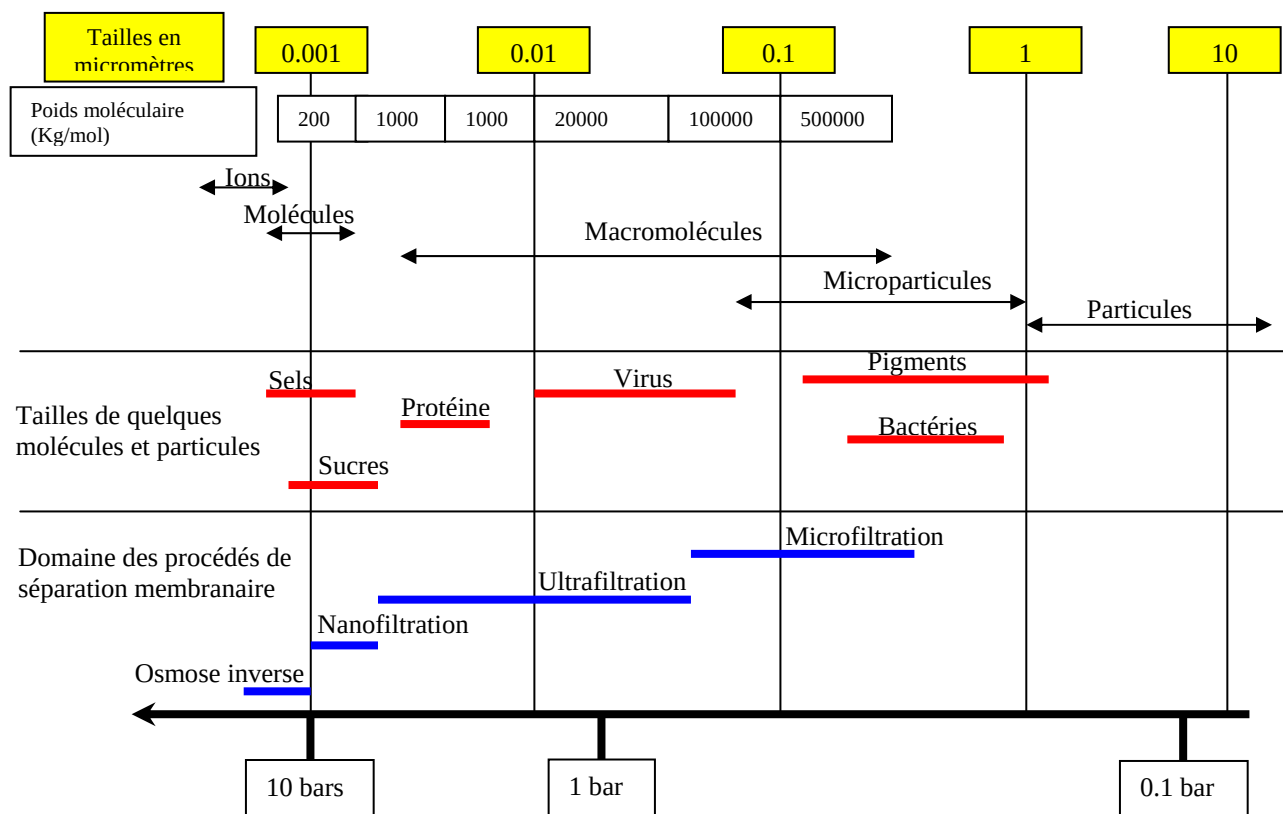


Figure I-13 : Rétention des différents types de solutés selon le procédé membranaire - pression d'utilisation

Ainsi, l'ultrafiltration présente deux caractéristiques qui en font une opération particulièrement adaptée au traitement de l'eau :

- d'une part, la taille des pores permet d'assurer la rétention des bactéries et des virus tout en laissant passer les sels dissous ce qui permet d'allier sécurité alimentaire et conservation de l'équilibre minéral, tous deux indispensables pour une eau destinée à la consommation ;
- d'autre part, l'ultrafiltration met en œuvre des pressions transmembranaires relativement faibles comparées à la nanofiltration ou l'osmose inverse, ce qui a pour conséquence de

limiter les coûts d'exploitation associés à la consommation énergétique, cette dernière étant liée à la pression transmembranaire.

Les travaux présentés dans les chapitres suivants porteront sur des membranes d'ultrafiltration.

I.3.1.3 Configuration

I.3.1.3.1 Les différentes membranes

Les membranes peuvent être fabriquées à base de matériaux inorganiques ou de polymères organiques. Ces dernières ont été les premières synthétisées et présentent 80 à 90 % de la surface installée [54]. Les membranes minérales occupent toutefois une place importante dans les industries de l'agroalimentaire et de la pharmacie car leurs propriétés mécaniques autorisent des conditions extrêmes de nettoyage et de stérilisation notamment par l'acceptation de températures élevées et de pH extrêmes.

Les membranes ne se différencient pas seulement par le matériau employé mais aussi par leur structure ; ainsi, on distingue les membranes isotropes, dites symétriques, dont les propriétés structurelles sont constantes sur toute l'épaisseur, qu'elles soient denses ou poreuses, des membranes anisotropes, qualifiées d'asymétriques, dont la structure varie de la surface de la membrane vers l'intérieur (Figure I-14). Parmi ces dernières, on compte les membranes préparées à partir d'un seul matériau par inversion de phase comme c'est le cas dans notre étude et les membranes composites qui sont constituées d'un empilement de couches de différents polymères.

De façon à répondre aux attentes, parfois contradictoires, à savoir assurer séparation et résistance mécanique mais également permettre des débits importants, la majeure partie de la membrane est constituée d'une structure très ouverte assurant une tenue mécanique sans opposer de résistance au transfert, alors que le rôle de séparation est tenu par une couche moins poreuse ne comptant que pour 1 à 10% de l'épaisseur totale de la membrane. L'alimentation en fluide à traiter se fait alors du côté présentant la porosité la plus faible aussi appelé « peau ».

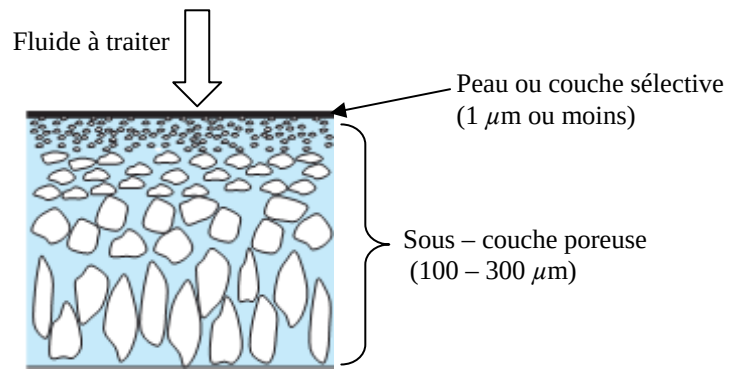


Figure I-14 : Représentation schématique d'une membrane asymétrique

I.3.1.3.2 Les différents modules

Les modules supportent les membranes, 4 grands types de modules sont commercialisés :

a) Les modules tubulaires

Les modules tubulaires contiennent plusieurs tubes qui peuvent être en série ou en parallèle. L'eau à traiter circule à l'intérieur des tubes et le perméat est recueilli à l'extérieur des tubes dans lesquels l'écoulement est tangentiel et turbulent. Le nettoyage est de type mécanique, l'insertion d'une balle en mousse permettant le raclage des parois des tubes. Ce système est généralement utilisé dans le cas de liquide à hautes concentrations de matière en suspension ou haut potentiel de colmatage.

Le taux de production d'eau traitée est relativement faible en comparaison des volumes traités et la taille importante des canaux tangentiels entraîne une dépense d'énergie plus importante par rapport aux autres configurations [7].

Avantages :

- peu de prétraitement, accepte des fluides chargés en grosses particules (ordre du dixième du diamètre du tube) ;
- facilement nettoyable, utilisation de nettoyage mécanique (goupillons).

Inconvénients :

- compacité très faible de l'ordre de 10 à 300 m²/m³, la plus faible de tous les types de modules ;
- investissement relativement élevé ;
- coût énergétique pouvant être important, dû à un débit de circulation élevé ;
- fragilité des membranes céramiques. [55]

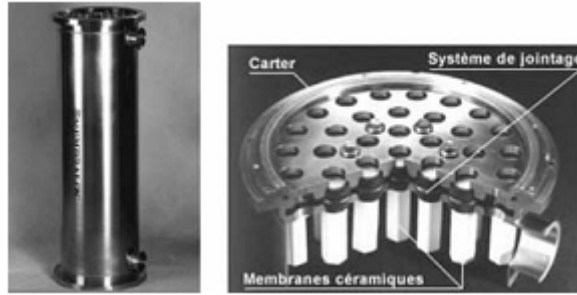


Figure I-15 : Module tubulaire Membralox® Pall Exetia [55]

b) Les modules fibres creuses

Les fibres creuses sont assemblées en parallèle suivant deux configurations :

- Configuration Int-Ext (schéma a) : comme c'est le cas pour les modules tubulaires, l'eau à traiter circule à l'intérieur des fibres et le perméat est récupéré à l'extérieur des fibres. Il y a écoulement tangentiel canalisé à l'intérieur des fibres ;
- Configuration Ext-Int (schéma b et c) : l'eau circule à l'extérieur des fibres et le perméat est récupéré à l'intérieur des fibres. L'écoulement entre les fibres est libre.

Dans les deux cas, les membranes sont assemblées en faisceaux et leurs extrémités sont noyées dans des bouchons de colle qui isolent le perméat de l'eau à traiter. Un module industriel peut-être constitué de dizaines de milliers de fibres. Les fibres creuses supportent des rétrolavages. L'écoulement à l'intérieur des fibres creuses est, selon toutes probabilités, laminaire [56].

Avantages :

- compacité élevée (la plus grande de tous les modules) de l'ordre de 1 000 à 15 000 m²/m³, dépendant du diamètre des fibres creuses ;
- faible volume mort ;
- coût d'investissement relativement faible ;
- faible coût énergétique ;
- possibilité de rétrolavage (nettoyage à contre-courant).

Inconvénients :

- nécessité d'un prétraitement (blocage du canal interne par des particules) ;
- sensibilité au colmatage. [55]

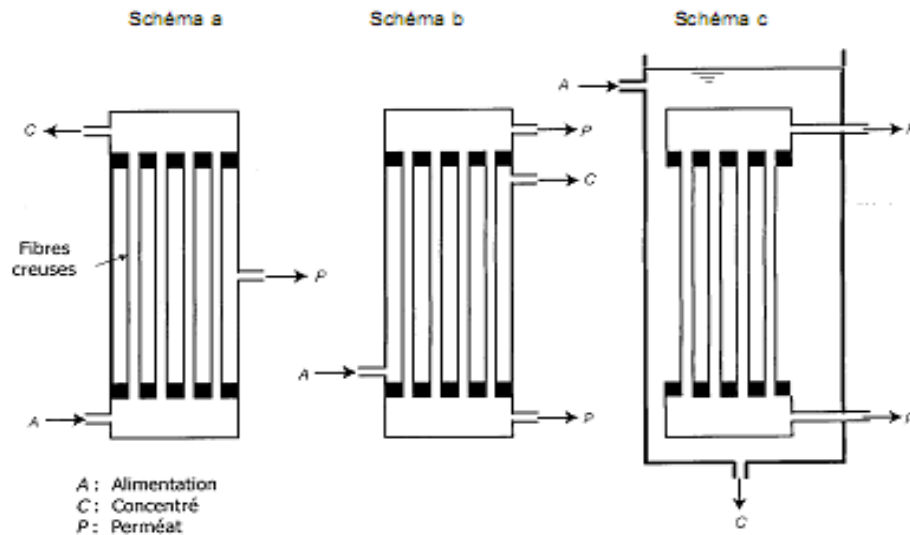


Figure I-16 : Modules à fibres creuses

c) Les modules plans

Les modules plans sont les plus anciens et les plus simples : les membranes sont empilées en mille-feuilles séparées par des cadres intermédiaires qui assurent la circulation des fluides [56].

Le fluide à traiter circule entre les membranes de deux plaques adjacentes ; ces plaques assurent, en même temps, le soutien mécanique de la membrane et le drainage du perméat [57]. La distance entre membranes, et donc l'épaisseur de la lame liquide, peut varier de 0,5 à 3 mm ; une faible distance nécessite une préfiltration, tandis qu'une forte distance implique un volume mort important [58]. Très peu compacts, des ensembles unitaires allant jusqu'à 100 ou 500 m²/m³ de surface spécifique peuvent être ainsi constitués.

d) Les modules spiralés

Au sein des modules spiralés, une membrane plane est enroulée sur elle-même autour d'un tube poreux qui recueille le filtrat. On obtient ainsi un cylindre multi-couches où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux [56].

Les modules spiralés représentent une approche tout à fait différente pour créer de grandes surfaces par unité de volume. Un diagramme schématique est montré sur la figure I-17. Deux feuilles rectangulaires de matériau membranaire, sont scellées ensemble sur trois côtés, de manière que les couches actives soient tournées vers l'extérieur. Un espaceur est placé à l'intérieur de l'enveloppe ainsi formée, le côté ouvert de l'enveloppe est reliée à un tube poreux de collecte et l'enveloppe est enroulée autour du collecteur. Un second espaceur est

enroulé autour du rouleau ainsi formé. Cette surface libre devient le canal pour le débit de l'alimentation et du rétentat, alors que la surface libre à l'intérieur de l'enveloppe devient le canal pour le débit du perméat qui aboutit dans le tube de collecte central [59].

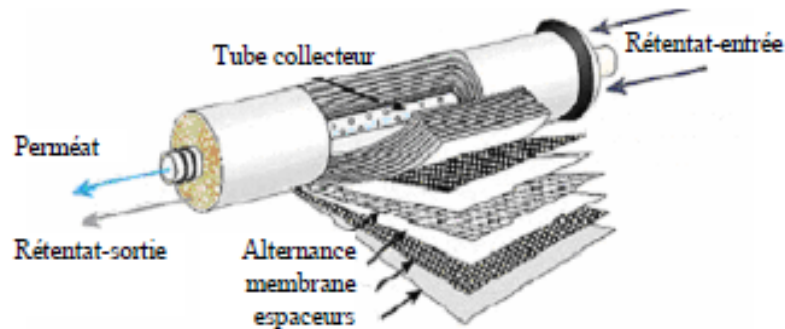


Figure I-17 : Montage d'un module spirale [55]

I.3.1.4 Mode de fonctionnement

Les membranes peuvent être utilisées en filtration selon deux modes de fonctionnement principaux. S'il n'y a aucun courant de concentrât, l'opération se nomme filtration frontale ; si le concentrât coule en continu à la sortie de module l'opération se nomme la filtration tangentielle (figure I-18). Ces deux modes sont très importants et correspondent à deux technologies et deux approches complètement différentes de la filtration.

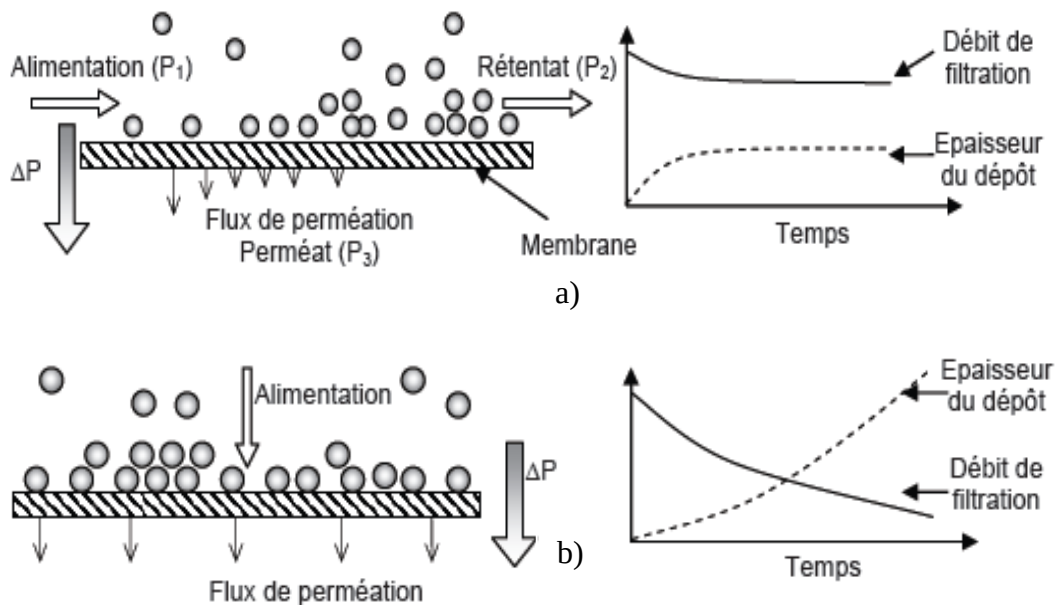


Figure I-18 : a) filtration tangentielle, b) filtration frontale

I.3.1.4.1 Tangentiel

La filtration tangentielle implique que, pour un passage simple d'eau d'alimentation à travers la membrane, seulement une fraction est convertie en produit perméable [60].

En filtration tangentielle, le fluide circule parallèlement à la surface de la membrane avec une vitesse moyenne U , imposant ainsi un gradient de cisaillement à la surface de la membrane qui limite ainsi l'accumulation de matière. En filtration tangentielle lors d'un changement de pression, les espèces arrivant près de la membrane ainsi que le dépôt (dans le cas où il y en a un) mettent un certain temps à se construire, durant cette phase, le flux décroît (Figure I-18 a). Ensuite, un équilibre peut être atteint et le flux peut se stabiliser dans un état stationnaire [61]. Pour une autre explication, ce dépôt continue jusqu'à ce que les pouvoirs adhésifs liant le gâteau à la membrane soient équilibrés par les forces de récurage du fluide (liquide ou une combinaison d'air et de liquide) passant au-dessus de la membrane [60].

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

$$PTM = \left(\frac{P_E + P_S}{2} \right) - P_A \quad \text{Equation I-14}$$

Avec PTM la pression transmembranaire, P_E la pression en entrée de module s'appliquant sur la membrane, P_S la pression en sortie de module, et P_A la pression atmosphérique.

Il est possible avec ce type de fonctionnement, lorsque l'opération fonctionne à des faibles pressions d'éviter l'apparition d'un dépôt à la surface de la membrane cela correspond à des conditions de fonctionnement en dessous du flux critique. En biotechnologie, dans le cas de la filtration de moûts de fermentation, ne pas former un dépôt de surface permet d'éviter l'éclatement par compression dans le dépôt des cellules vivantes.

Les points faibles de ce type de fonctionnement sont le prix de l'investissement et de l'énergie consommée par les pompes de circulation [61].

I.3.1.4.2 Frontal

Le plus simple à mettre en oeuvre et la moins onéreuse est la filtration frontale dont le principe est de filtrer la solution perpendiculairement à la surface de la membrane (Figure I-18 b). Toute la matière retenue s'accumule sur la membrane. Ce type de procédé n'atteint jamais un état stationnaire [61].

La filtration mène toujours à une augmentation de la résistance à l'écoulement. Dans le cas d'un procédé de filtration frontale, la résistance augmente selon l'épaisseur du gâteau formé sur la membrane, qui serait attendue pour être rudement proportionnelle à tout le volume de

filtrat passé. L'affaiblissement rapide de perméabilité résulte alors, à un taux proportionnel à la concentration en solides et au flux, exigeant le nettoyage périodique [60].

La filtration frontale est une technique qui nécessite un faible investissement. Par contre, ce type de fonctionnement permet essentiellement de filtrer des suspensions qui sont considérées comme faiblement colmatantes. Cette technique est utilisée en traitement de l'eau pour sa potabilisation, mais aussi dans le secteur médical. Dans ce dernier domaine la filtration frontale est aussi appréciée du fait que cette technologie est compacte et donc plus facilement stérilisable qu'un circuit qui fait intervenir plusieurs pompes.

La filtration tangentielle est par contre utilisée quasi systématiquement lorsque les fluides ont des taux de matière en suspension élevés.

I.3.1.4.3 Flux constant ou pression constante

Dans les exemples précédents, la filtration a été présentée avec une pression appliquée sur la membrane. Le gradient de pression peut être généré par le fonctionnement d'une pompe qui fait circuler le liquide au dessus de la membrane ; la pression transmembranaire étant régulée par une vanne en fin de module (Figure I-19). L'opération fonctionne alors à pression constante. Si par contre la pompe est installée coté perméat le flux de perméation est régulé par la pompe et l'opération fonctionne alors à flux constant (Figure I-19).

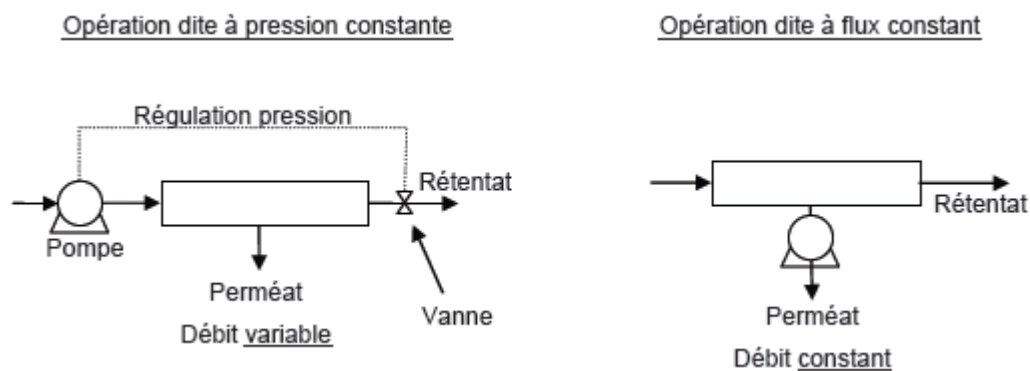


Figure I-19 : Schéma représentatif des deux types de fonctionnement en filtration : pression constante et flux constant

Selon le type de technologie utilisée, le système de filtration peut donc fonctionner soit, à flux constant soit à pression constante. La filtration à flux constant est préférée dans la littérature par les travaux de Defrance et al (1999) [62] et de Field et al. (1995) [63] dont l'argument principal avancé est que la pression n'est pas le facteur décisif d'une filtration mais le flux (ce point sera discuté dans un prochain paragraphe). Donc fixer le flux permet de mieux contrôler l'opération. De même pour la détermination du flux critique on utilise le flux constant.

La pression constante a été utilisée dans le cadre de la thèse pour différentes raisons. Il apparaît en effet [62] que la précision dans la mesure du flux intrinsèquement lié à la précision de la pompe est d'environ $10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$, ce qui est dans notre cas bien insuffisant. Des solutions technologiques permettant d'améliorer la précision existent mais paraissent lourdes à mettre en oeuvre. D'autre part, en fixant la pression, le régime stationnaire est toujours atteint même si le temps nécessaire pour l'atteindre peut être important. Dans le cadre de cette étude, et à terme, en vue de développer un système expert automatisé pour l'ingénieur, avoir un système qui atteint un état stationnaire quelle que soit la pression appliquée est important.

I.3.2 Performances des membranes

Les performances des membranes sont généralement caractérisées par la sélectivité, la perméabilité, le taux de conversion et le seuil de coupure, régissant le déplacement des substances à travers les membranes.

I.3.2.1 La sélectivité

La sélectivité d'une membrane est en général définie par le taux de rejet (appelé aussi taux de rétention) de l'espèce (sel, macromolécule, particule) que la membrane est censée retenir [64] :

$$TR = \frac{C_0 - C_P}{C_0} = 1 - \frac{C_P}{C_0} \quad \text{Equation I-15}$$

Avec :

C_0 : Concentration initiale d'une espèce dans la solution (mg/L)

C_P : Concentration de la même espèce dans le perméat (mg/L)

I.3.2.2 Perméabilité

La perméabilité est une caractéristique intrinsèque de la membrane qui dépend de sa structure, elle permet d'estimer le colmatage d'une membrane. La perméabilité est influencée par la température de l'eau et elle est définie comme suit [65]:

$$L_P = \frac{J_P}{PTM} \quad \text{Equation I-16}$$

Avec :

J_P : Flux de perméat

PTM : Pression transmembranaire

Le flux de perméat permet de quantifier le volume filtré, il est calculé à partir de l'équation de Darcy :

$$J_p = \frac{Q_p}{s} \quad \text{Equation I-17}$$

Avec :

Q_p : Débit de perméat

s : Surface de la membrane

I.3.2.3 Taux de conversion

Le taux de conversion (Y) est, par définition, la fraction du débit valorisé en régime continu :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0} \quad \text{Equation I-18}$$

Q_0 : Débit de circulation

En régime discontinu, Y est égal au rapport entre le volume du débit valorisé et le débit de produit à traiter initial. Le flux valorisé est, selon le cas, le perméat (deminéralisation des eaux) ou le concentrât (extraction des protéines du lactosérum ; concentration de jus de fruits...) [54].

I.3.2.4 Seuil de coupure

Le seuil de coupure d'une membrane est la masse molaire de la plus petite molécule retenue à 90 % par la membrane, il est mesuré en Da (1 Da= 1g/mole) [66]. Plus le seuil de coupure d'une membrane est faible, plus la rétention des petites molécules ou colloïdes est meilleure, alors, la séparation effectuée risque d'être importante en conduisant au colmatage des membranes. Le seuil de coupure est influencé par la taille des pores de la membrane, la charge, le degré d'hydratation, le pH, le pouvoir ionique de la solution à traiter, la pression d'opération et le flux du perméat. Ce dernier paramètre est le plus utilisé pour classer la taille des pores des membranes entre elles.

I.3.2.5 Résistance

La résistance hydraulique (R_m) d'une membrane peut être définie comme étant sa résistance à l'écoulement du fluide à traiter. La résistance d'une membrane est l'inverse de sa perméabilité [60] :

$$R_m = \frac{1}{L_p} = \frac{s \Delta P}{Q_p} \quad \text{Equation I-19}$$

Il est important de noter que les performances limites (tenue en température, en pression...) dépendent à la fois de la nature chimique de la membrane mais aussi de la technologie du module.

I.3.2.6 Durée de vie

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

I.3.3 Colmatage et modèle de filtration

I.3.3.1 Types de colmatage

On distingue communément deux grands types de colmatage. Le colmatage réversible et le colmatage irréversible. Le premier correspond à un colmatage qui peut être éliminé in situ par différents moyens mécaniques alors que le colmatage irréversible nécessite obligatoirement un lavage chimique de la membrane.

Hermia (1982) [67] a proposé une classification plus précise des types de colmatage basée sur la comparaison entre la taille des pores de la membrane et celle des particules. Cette classification reste aujourd'hui très utilisée (Figure I-20).

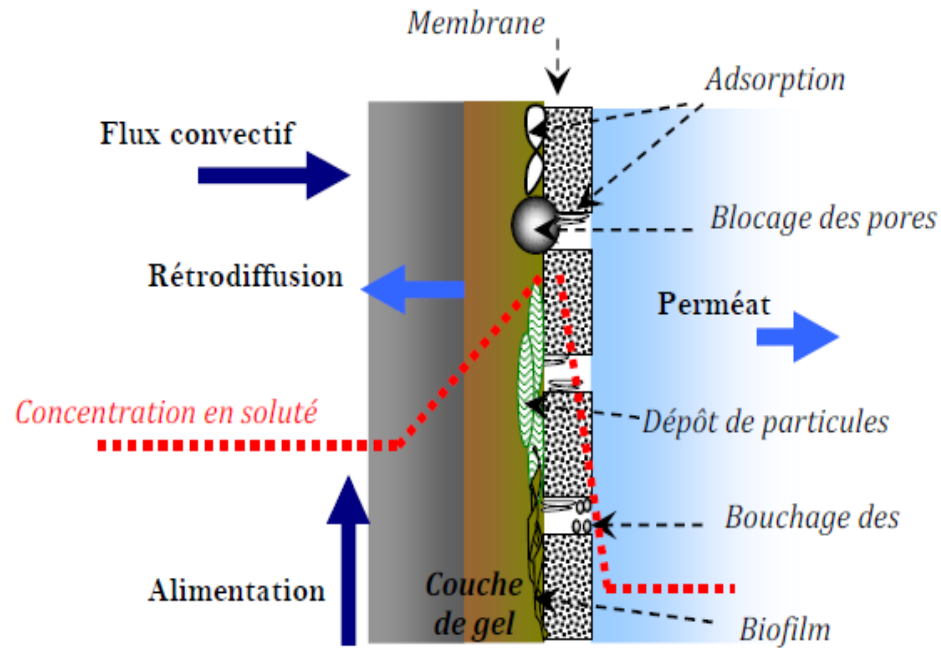


Figure I-20 : Schéma des différents mécanismes de colmatage

I.3.3.1.1 Colmatage par gâteau

Si la taille des particules est supérieure à celle des pores un colmatage en surface dit colmatage par gâteau se produit.

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 [67].

I.3.3.1.2 Bouchage des pores

Si la taille des particules est largement inférieure à celle des pores, les particules vont entrer à l'intérieur de la membrane réduisant progressivement la taille des pores jusqu'à les boucher totalement. C'est ce qu'Hermia appelle le bouchage de pore. Il s'en suit une réduction de la surface poreuse de la membrane [67].

I.3.3.1.3 Blocage des pores

Si la taille des particules est similaire à celle des pores un phénomène de blocage de pore se produit. Ce phénomène de blocage conduit à une diminution de la surface filtrante de la membrane.

On peut également associer à ces différents types de colmatage des phénomènes de maintien de la matière à la membrane : adsorption et polarisation de concentration. Ces deux derniers phénomènes ne font pas directement intervenir la taille des floes mais plutôt les interactions entre les floes et la membrane [67].

I.3.3.1.4 L'adsorption

L'adsorption joue un rôle important dans le mécanisme du colmatage des membranes d'ultrafiltration ou de microfiltration qui, par nature, sont microporeuses. C'est essentiellement un phénomène de surface à long terme dont l'effet sur le transfert de matière se produit lentement. Grâce à l'affinité de nature physico-chimique les macro solutés (comme les protéines) forment des liaisons fortes (type hydrogène ou ioniques) soit avec la surface soit dans les pores de la membrane. Ces interactions conduisent à des couches stables dont l'effet est de réduire le nombre et/ou la taille des pores. Il s'agit d'un colmatage irréversible hydrauliquement car des lavages chimiques sont nécessaires pour couper les liaisons soluté – membrane. La fréquence de lavage et le choix des produits de régénération dépendent du type de polluants, du procédé et de la membrane.

La nature du matériau membranaire (caractère hydrophile ou hydrophobe), le pH, l'absence ou la concentration élevée d'électrolyte [68] sont des paramètres influençant l'adsorption.

I.3.3.1.5 Polarisation de concentration

Ce phénomène résulte de l'accumulation de solutés (substances dissoutes tels que des sels, des macromolécules) à la surface de la membrane induisant dès le début de la filtration un gradient de concentration entre la paroi de la membrane et la solution ; un équilibre entre l'apport de matière par le flux convectif (sous l'action du flux de perméat) et la rétrodiffusion (sous l'effet du gradient de diffusion) s'établit pour donner lieu à la polarisation de concentration. Si la concentration en soluté au voisinage de la membrane atteint la limite de solubilité, ces molécules précipitent et forment un dépôt ou un gel suivant le type de molécules. Par conséquent, tout paramètre modifiant la limite de solubilité de l'espèce (pH, température, etc...) aura une répercussion sur la polarisation de concentration.

Le mécanisme de polarisation a lieu en phase liquide, et est décrit par la loi du film :

$$J_p = k' \ln \frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \quad \text{Equation I-20}$$

Où C_m , C_p et C_0 sont les concentrations respectivement à la paroi, dans le perméat et dans le fluide à traiter, k' est le coefficient de transfert de matière dans la couche de diffusion.

Les conséquences de la polarisation de concentration sont nombreuses et regroupent celles du colmatage. Par conséquent, on peut avoir aussi une diminution du flux à cause de la résistance supplémentaire causée par ce phénomène. Aïmar et Sanchez (1989) [68] expliquent que la polarisation de concentration est un phénomène qui se présente dans les premiers instants de la filtration et ne change plus après.

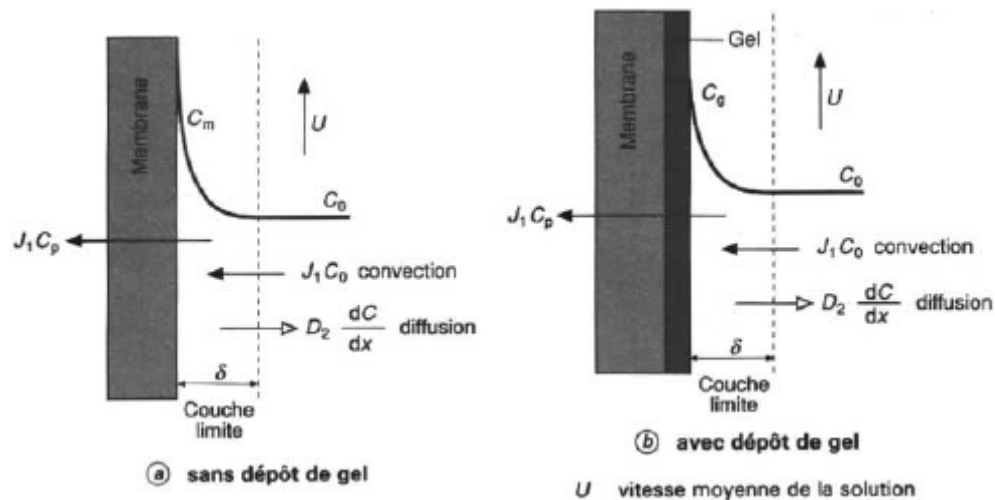


Figure I-21 : Modélisation de la polarisation : Théorie du film

I.3.3.2 Formulation mathématique

Pour expliciter le colmatage, la loi de Darcy associée au modèle de résistances en série est largement utilisée.

En l'absence de colmatage, pour la filtration d'un solvant pur (eau), le flux de perméat J peut être représenté par la loi de Darcy (Equation I-21) (Darcy (1856)) :

$$J = \frac{PTM}{\mu R_m} \quad \text{Equation I-21}$$

Avec :

J : Densité de flux (m/s)

PTM : Pression transmembranaire (Pa)

μ : Viscosité dynamique du perméat (Pa.s)

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

Lorsque la membrane se colmate, une résistance supplémentaire R_c s'ajoute à la résistance de la membrane R_m (modèle des résistances en série). La loi de Darcy s'écrit alors selon l'équation I-22

$$J = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c)} \quad \text{Equation I-22}$$

Le terme R_c inclut les résistances dues à l'adsorption R_a , au dépôt réversible ou irréversible R_d , à la couche limite de polarisation R_{pol} . (Equation I-23)

$$R_c = R_a + R_d + R_{pol} \quad \text{Equation I-23}$$

Cette formulation mathématique est relativement simple. Pourtant, un des objectifs de ces procédés étant de rester rustique, cette formulation permet de rendre bien compte du phénomène de colmatage se produisant sur les membranes des BAMi [8].

I.3.3.3 Conséquences du colmatage sur le procédé

D'un point de vue du procédé de filtration, le colmatage se traduit par une diminution du flux de perméation pour un système fonctionnant à pression constante. Lors d'opérations menées à flux constant, la conséquence directe est une augmentation de pression (figure I-22). Au bout d'un certain temps, le flux ou la pression atteint des valeurs évoluant peu au cours du temps :

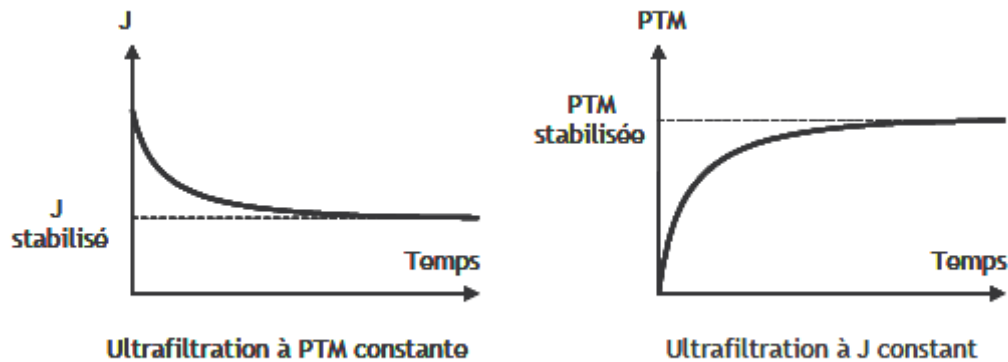


Figure I-22 : Évolution du flux de perméat (resp. PTM) en fonction du temps pour un fonctionnement à PTM (resp. flux de perméat) constante lors de la filtration d'un fluide réel

Quelles que soit le mode opératoire utilisé, les conséquences de l'accumulation de matière sont :

- une diminution de la durée de vie des membranes due aux lavages plus fréquents ;

- une dépense supplémentaire d'énergie liée à l'augmentation de la résistance au transfert ;
- des pertes en eau, définies comme le volume de rejet par volume pompé, lors des séquences de décolmatage [69].

I.3.3.4 Détermination du mécanisme de colmatage

Pour déterminer le mécanisme de colmatage on peut utiliser les équations présentées par Blanpain-Avet (1999) [70] et Mohammadi (2003) [71], qui décrivent les lois de filtration proposée par Hermia (tableau I-1) sous une représentation commune donnée par l'équation I-24.

$$\frac{d^2t}{dV^2} = k \left(\frac{dt}{dV} \right)^n \quad \text{Equation I-24}$$

Cette équation offre la possibilité de représenter les quatre modèles de colmatage dans un système de coordonnées unique. En effet, si on utilise la représentation en échelle logarithmique de $\frac{d^2t}{dV^2} = f \left(\frac{dt}{dV} \right)$, on peut alors déterminer les paramètres caractéristiques des

lois de filtrations : n sera donné par la pente et k par l'ordonnée à l'origine.

Avec n diminue de 2 à 0 pour les phénomènes de blocage complet ($n = 2$), blocage standard ($n = 1,5$), blocage intermédiaire ($n = 1$) et filtration sur gâteau ($n = 0$).

L'évolution des deux paramètres que sont (k et n) nous donne alors l'évolution des mécanismes de colmatage.

Tableau I-2 : Equations régissant les différentes lois de filtration d'Hermia

Loi de filtration	Forme linéaire
Filtration avec blocage complet des pores	$Q = Q_0 - K_b V$ Equation I-25
Filtration avec blocage intermédiaire	$\frac{t}{V} = \frac{1}{Q_0} + K_i t$ Equation I-26
Filtration sur gâteau	$\frac{t}{V} = \frac{K_c}{2} V + \frac{1}{Q_0}$ Equation I-27
Filtration avec blocage standard	$\sqrt{Q} = \sqrt{Q_0} - \left(K_s \sqrt{Q_0} \frac{V}{2} \right)$ Equation I-28

Q_0 est le débit volumique initial de filtrat ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$)

Les constantes K_b (s^{-1}) et K_i (m^{-3}) sont directement liées à la superficie bloquée par unité de volume de perméat. K_s (m^{-3}) dépend du volume de particules retenues par unité de volume de perméat, tandis que K_c ($s.m^{-6}$) dépend de la résistance et de la concentration de gâteau [71].

I.3.3.5 Décolmatage

Bien que la filtration tangentielle soit, de façon plus générale, plus intéressante que la filtration frontale, il n'en demeure pas que ses performances sont limitées par le colmatage de la membrane. A fin de réduire ce dernier, un prétraitement peut se faire par modification soit :

- des propriétés physico – chimiques de la surface de la membrane (charge, sites actifs, etc.) ;
- des caractéristiques de la solution à traiter par électrofiltration, coagulation, décantation,

Le charbon actif qui préadsorbe les matières organiques, l'ozone qui augmente la masse moléculaire des solutés (polymérisation), complexation.

Très souvent, des techniques de décolmatage physiques ou chimiques sont nécessaires.

I.3.3.5.1 Décolmatage chimique

Le nettoyage chimique a pour objectif d'éliminer le colmatage irréversible par voie hydraulique. Les conditions de nettoyage dépendent à la fois de la membrane et de la nature du colmatage [72]. Des agents détergents, basiques (NaOH) ou acides (HNO_3 , H_2SO_4 , HCl) sont les plus souvent employés.

I.3.3.5.2 Décolmatage physique

Il existe plusieurs procédés physiques de décolmatage, mais ils ne sont pas applicables pour tous les types de membranes. Par ailleurs, pour limiter le décolmatage externe, on utilise principalement le même principe consistant à utiliser des échelons de pression et de vitesse. Pour le colmatage en profondeur de la membrane par adsorption de colloïdes par exemple, on a plutôt recours au back – pulse (contre – lavage). Dans ce qui suit nous décrirons brièvement quelques techniques générant des turbulences :

a) Les promoteurs de turbulence

Le principe consiste à insérer dans le fluide de circulation des éléments turbulateurs qui peuvent être soit mobiles sous forme d'abrasif [73], soit statiques de formes géométriques

bien déterminées. Cependant, cette amélioration du flux de perméat s'accompagne d'une perte de charge supplémentaire.

b) L'écoulement pulsé

La technique de l'écoulement pulsé consiste à :

- surimposer des pulsations de débit, de fréquence et d'amplitude variables à l'entrée de la membrane dans le même sens de circulation que celui de fluide ou alors dans le sens inverse.
- Créer des interruptions périodiques de la circulation du fluide ce qui entraîne l'apparition d'échelons de pression et de vitesse de circulation [74]. La création d'un aller retour du concentrât le long de la membrane, en actionnant un piston, superposant une onde sinusoïdale à la vitesse de circulation permet d'obtenir de bons résultats [75].

c) Le rétrolavage

Un autre moyen de contrôler le colmatage est la mise en place d'un flux en sens inverse à celui du perméat (retroflux), avec une alternance de phases de filtration et de rétro-filtration. Le fluide utilisé peut être du perméat, du perméat avec un agent régénérant mais également de l'air. Ce mécanisme permet de détacher les particules physiquement bloquées dans les pores membranaires et aussi de déstructurer le dépôt de surface. Cependant, de la même façon qu'un arrêt de la perméation, le rétrolavage est inefficace dès que les forces de fixation de certains composés sur la membrane ne sont pas négligeables. Ainsi, le rétrolavage ne permet pas d'éliminer un colmatage dû à l'adsorption.

I.3.3.6 Facteurs affectant la circulation tangentielle dans les membranes

Les performances d'un Bioréacteur à membrane à recirculation externe sont affectées par des conditions opératoires et environnementales, comme mesurée par la qualité et la quantité (flux) du filtrat. Les paramètres opératoires liés à la caractérisation du bioréacteur à membrane sont expliqués à l'aide de la figure I-23

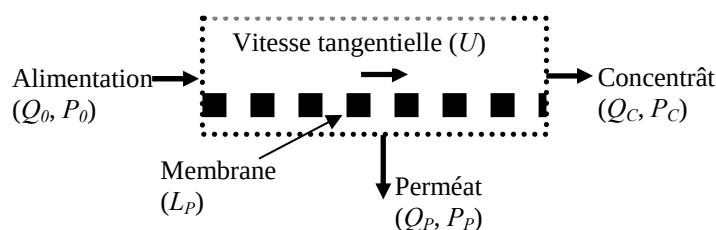


Figure I-23 : Les paramètres opératoires dans la filtration tangentielle

I.3.3.6.1 La température

Certains matériaux de la membrane sont produits pour fonctionner à une température élevée de plus de 150°C, ce qui pourrait être appropriée dans les endroits où le nettoyage minutieux du produit est essentiel.

L'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité des solutions, et par conséquent une augmentation de la densité de flux de perméat [76], d'environ 3% par degré Celsius [77]. Le taux de rétention diminue, en effet, la diffusivité de l'eau et des solutés augmente avec la température [78].

Afin de prendre en compte la variation de la viscosité de l'eau, même si ce n'est pas le seul paramètre dépendant de la température, il est d'usage de ramener les densités de flux à une température de référence (x) [79] :

$$k_T = \frac{\mu_T}{\mu_x} \quad \text{Equation I-29}$$

$$J_{P,x} = J_{P,T} k_T \quad \text{Equation I-30}$$

Avec :

k_T : facteur correctif à appliquer pour passer de $J_{P,T}$ à $J_{P,x}$

μ_T, μ_x : viscosités dynamiques à T , la température de travail, et x la température de référence, en Pa.s

$J_{P,T}, J_{P,x}$: densités de flux de perméat à T , la température de travail, et à x la température de référence, en L.h⁻¹.m⁻²

Par ailleurs, pour une pression donnée, le compactage de la membrane est d'autant plus important que la température est élevée [77]. Il est donc important de vérifier que la membrane et le module aient une tenue suffisante à la température de fonctionnement choisie. En général, la température maximale conseillée est de l'ordre de 50°C.

I.3.3.6.2 Différence de pression transmembranaire (PTM)

La différence de pression transmembranaire est la force d'entraînement derrière le procédé de filtration. En général, la différence de pression transmembranaire est déterminée à partir de la surpression moyenne du côté de suspension. Il convient noter que le terme "transmembranaire" inclut la membrane elle-même et la couche de gâteau sur la surface de membrane.

I.3.3.6.3 Vitesse tangentielle

En spécifiant le paramètre opératoire vitesse tangentielle, seulement des conclusions qualitatives au sujet de la situation hydrodynamique près de la surface membranaire peuvent être tirées. Des vitesses plus élevées favorisent des forces de cisaillement plus élevées, en réduisant la tendance pour qu'une couche plus épaisse de dépôt se développe. Par conséquent, la résistance hydraulique sera réduite ; et le taux de flux sera augmenté.

Théoriquement à une vitesse tangentielle plus élevée, la couche de gel devient très mince et le flux est limité par la résistance du matériau de la membrane qui donne une asymptote constante comme représentée sur le schéma I-24.

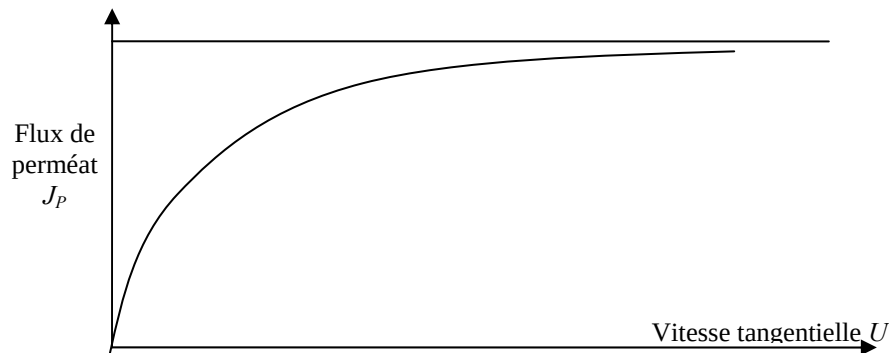


Figure I-24 : L'influence de la vitesse tangentielle sur le flux de perméat

Chapitre II : Matériels et méthodes

Ce chapitre a pour but de présenter les différents moyens et méthodes expérimentales mis en œuvre dans cette étude. Il se compose de trois parties. La première partie décrit le bioréacteur à membrane à recirculation externe utilisé pour nos travaux. La seconde partie décrit les caractéristiques des effluents d'alimentation et la station d'épuration de Aïn Benian. Enfin, la dernière partie présente les techniques analytiques mises en œuvre.

Notre travail s'est porté sur l'étude d'un bioréacteur à membrane à recirculation externe lors du traitement d'une eau résiduaire urbaine. Le but de cette étude est de mettre en évidence l'aptitude de ce procédé à éliminer de manière poussée la pollution carbonée et les matières en suspension. L'élimination de l'azote ammoniacal a fait également l'objet d'une attention particulière. Dans ce but, on s'est proposé de comparer les performances du BAM RE à celles d'un procédé à boues activées classique utilisé dans les stations d'épuration Algériennes.

Nous avons également suivi l'étape de la filtration membranaire dans le BAM RE dans le but d'explicitier le phénomène de colmatage responsable de la diminution du flux de perméat, considéré comme le facteur limitant de cette méthode de traitement.

II.1 Pilote de laboratoire

L'objectif de nos travaux était de comparer le procédé bioréacteur à membranes à celui du procédé conventionnel à boues activées, par exemple, pour le traitement des effluents domestiques, sur le milieu biologique et le colmatage.

Nous avons, pour cela, conçu et réalisé un bioréacteur à membranes à recirculation externe opérant dans des conditions hydrodynamiques très différentes.

Le Bioréacteur à membrane à recirculation externe, fonctionne à pression transmembranaire constante (et donc à flux de perméation variable au cours du temps).

Ce pilote a fonctionné, avec un effluent réel.

II.1.1 Le Bioréacteur à Membranes à Recirculation Externe (BAM RE)

Le BAM RE (Figure II-1) est composé d'un réacteur biologique de 30 litres (ensemencé par une boue activée) thermostaté à 30°C et d'une membrane minérale tubulaire (CARBOSEP M2) placée à l'extérieur du réacteur (ses propriétés sont répertoriées dans le Tableau II-2). Ce pilote permet de fonctionner en filtration

tangentielle, avec une alimentation de la biomasse à l'intérieur du tube membranaire (filtration interne/externe).

L'alimentation du réacteur s'effectue manuellement en raison de 1L.h^{-1} (diminuée avec le temps en raison du colmatage de la membrane).

Le pilote a fonctionné à âge de boues fixé Dans ce cas, une purge journalière permet de fixer l'âge de boue (20 jours), la quantité moyenne des boues extraire est de 5.28g par jour.

Le mélange de la liqueur mixte au sein du réacteur est assuré par un agitateur. L'aération (régulation entre 2 et $4\text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$) s'effectue au moyen d'une pompe à air au fond du réacteur.

La concentration en oxygène dissous, le pH, la température et la pression en sortie de module font l'objet d'une acquisition en ligne.

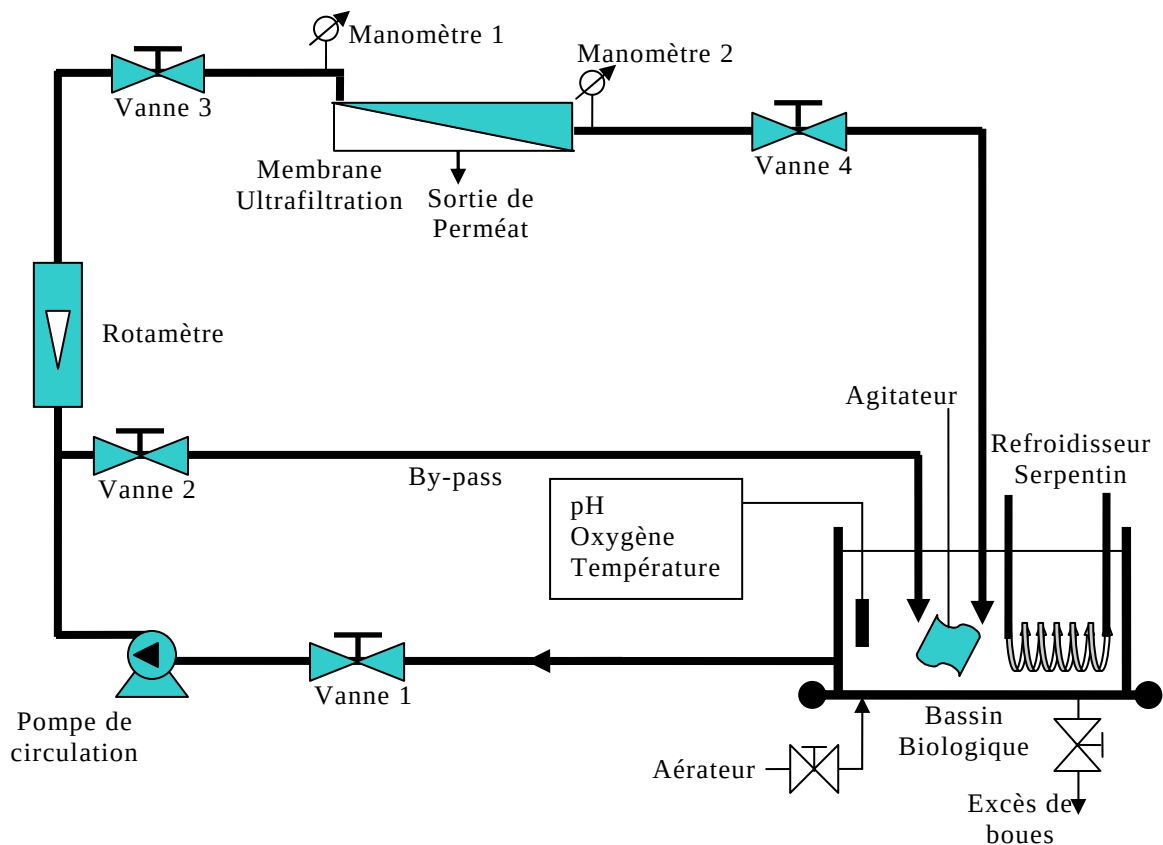


Figure II-1 : Schéma du bioréacteur à membranes à configuration tangentielle avec recirculation externe

Les paramètres de fonctionnement du bioréacteur sont répertoriés dans le Tableau II-1 et les caractéristiques membranaires dans le Tableau II-2.

Tableau II-1 : Conditions de fonctionnement du Bioréacteur

Paramètres de fonctionnement	Gamme de fonctionnement
Concentration en oxygène dissous	2-4 mg O ₂ .L ⁻¹
pH	7-8
Température	30°C
Agitation	100 tr.min ⁻¹

La vitesse de passage dans le module (4 m.s⁻¹) [99] est réglée par la pompe de recirculation (pompe moineau – 400 L.h⁻¹) et les deux vannes 1 et 2. Les vannes 3 et 4 permettant de fixer une pression constante (0.8 bar). La filtration est effectuée de l'intérieur vers l'extérieur de la membrane à un débit initial de perméat de 1 L.h⁻¹, soit un flux de 100 L.h⁻¹.m⁻².

Tableau II-2 : Caractéristiques de la membrane minérale du pilote BAM RE

Fournisseur membrane	Novasep (Carbosep M2)
Matériau membrane	Carbone+ oxyde zirconium
Seuil de coupure	15 000 Dalton
Surface	0,01 m ²
Perméabilité initiale (20 °C)	100 L.h ⁻¹ .m ⁻² .bar ⁻¹
Diamètre ext/int	10/6 mm
Longueur de la membrane	58 cm
pH	0-14
Température de fonctionnement	Jusqu'à 100°C et plus

Le Tableau II-3 présente les conditions opératoires de filtration :

Tableau II-3 : Conditions opératoires de filtration dans le BAM RE

Conditions opératoires de filtration	Gammes de fonctionnement
Mode de filtration	Interne/externe – tangentielle
Débit de la pompe de recirculation	400 L.h ⁻¹
Vitesse de circulation dans la membrane	4 m.s ⁻¹
Flux de perméat initial	100 L.h ⁻¹ .m ⁻²
PTM	0,8 bar

Les contraintes de cisaillement dans la membrane ont été calculées et sont de l'ordre de $4.05.10^{-8}$ Pa (Régime turbulent – $Re = 28800$).

II.2 Présentation de la station d'épuration de Aïn Benian

La station de Aïn Benian se situe à EL Bahia, Cette station est opérationnelle depuis mai 2006. Elle traite les eaux domestiques des communes de Aïn Benian, Chéraga, Beni Messous, Ouled fayet, Dely brahim et Bouzaréah. Soit les rejets d'une population de 250 000 habitants.

Les caractéristiques techniques de la station sont résumées dans le tableau II-4 :

Tableau II-4 : Caractéristiques techniques de la station d'épuration de Aïn Benian

Capacité	250 000 Eq/ Hab
Volume d'eau épuré	50 400 m ³ /j
Production de boue	388 m ³ /j
Procédé d'épuration	Boues activées à moyenne charge



Figure II-2 : Station d'épuration de Aïn Benian

La station de Aïn Benian comprend les unités de traitement suivantes : Dégrilleur mécanisé, déssableur déshuileur, décanteur primaire, décanteur secondaire, bassin d'aération, clarificateur, bassin de stabilisation, épaisseur et unité de déshydratation des boues.

II.3 Caractéristique de l'eau usée urbaine

L'eau alimentant le BAM RE est prélevée dans le décanteur secondaire de la station d'épuration de Aïn Benian. L'eau collectée chaque jour est stockée dans des cuves réfrigérées à 4°C. La collecte quotidienne a pour but de garder les mêmes caractéristiques de l'eau usée dans le BAM RE et dans la station d'épuration.

Le tableau II-5 regroupe les concentrations moyennes des éléments pollués présents dans l'eau usée urbaine durant toutes les périodes de fonctionnement des réacteurs.

Tableau II-5 : Concentrations moyennes des éléments pollués présents dans l'eau usée urbaine

Elément pollué	Concentration (Décanteur secondaire)
DBO ₅	182.38 (mg O ₂ /L)
DCO	563.00 (mg O ₂ /L)
NO ₃ ⁻	33.28 (mg/L)
NO ₂ ⁻	2.36 (mg/L)
NH ₄ ⁺	21.61 (mg/L)
PO ₄ ³⁻	2.32 (mg/L)
MES	189.12 (mg/L)
MVS	86.38 (mg/L)

II.4 Techniques analytiques mis en œuvre

Les techniques analytiques mises en oeuvre durant cette étude sont présentées ci-dessous. Les protocoles détaillés sont regroupés dans l'annexe.

II.4.1 Température de l'eau

Elle est mesuré à l'aide d'un oxymètre de marque : YSI 550A Dissolved oxygen / Instrument. Les résultats sont exprimés en °C.

II.4.2 pH

Le pH est mesuré avec un pH mètre de marque : HANNA instruments pH 211, Les résultats sont exprimés en unité pH.

II.4.3 Conductivité électrique

Elle est mesurée avec un conductimètre de marque : HANNA instruments EC 214, Les résultats sont exprimés en $\mu\text{S}/\text{cm}$.

II.4.4 Turbidité

La turbidité est mesurée à l'aide d'un Turbidimètre de marque : MERK Turbo quant 1500T. Les résultats sont exprimés en NTU.

II.4.5 Matières en suspension

Pour mesurer la concentration de MES, la méthode par centrifugation et séchage a été suivie (norme AFNOR 90-105). Une centrifugeuse HETTICH EBA20. Type: 2002 D78532T a été utilisée. Le protocole expérimental est le suivant :

On prélève 50 mL de boue. Par souci d'homogénéité l'échantillon est prélevé pendant une phase où le pilote est bien aéré. Les 50 mL sont ensuite répartis dans deux fioles jaugées de 25 mL puis versés dans deux godets, centrifugés pendant 15 minutes à une vitesse de 5000 tour/min. En fin d'opération, on élimine le surnageant et on récupère soigneusement les deux culots de boue qu'on laisse sécher à l'étuve à 105°C jusqu'à atteindre une masse constante (en général pendant au moins 24 heures).

La différence de masse entre l'échantillon initial et le résidu sec obtenu permet de calculer la concentration en MES. Cette mesure est faite trois fois par semaine

$$MES = \frac{\Delta M}{V_{ech}} \quad \text{Equation II-1}$$

II.4.6 Matières volatiles en suspension

Après la détermination de la concentration en MES, on doit faire une calcination sur l'échantillon selon la norme AFNOR 90-029.

II.4.7 Oxygène dissous

Il est mesuré à l'aide d'un oxymètre de marque : YSI 550A Dissolved oxygen / Instrument. Les résultats sont exprimés en mgO₂/L.

II.4.8 Demande biologique en oxygène

Nous avons utilisé la méthode manométrique, à l'aide d'un appareil de DBO de marque : LIEBHERR. Type : AQUALYTIC. Les résultats sont exprimés en mgO₂/L

II.4.9 Demande chimique en oxygène

Nous avons utilisé un appareil de DCO mètre de marque : AQUALYT TC, et un réacteur à DCO Fisher Brand. Les résultats sont exprimés en mgO₂/L

II.4.10 Nitrates

Les nitrates sont dosés par une méthode au salicylate de sodium. La longueur d'onde est mesurée par un spectrophotomètre OPTIZEN 2120 UV/VIS. Les résultats sont exprimés en mg/L.

II.4.11 Nitrites

Les nitrites sont dosés par la méthode par spectrophotométrie d'absorption moléculaire. La longueur d'onde est mesurée par un spectrophotomètre OPTIZEN 2120 UV/VIS. Les résultats sont exprimés en mg/L.

II.4.12 Ammonium

L'ammonium est dosé par la méthode potentiométrique. Les résultats sont exprimés en mg/L.

II.4.13 Phosphates

Les phosphates sont dosés par la méthode par spectrophotométrie d'absorption moléculaire. La longueur d'onde est mesurée par un spectrophotomètre OPTIZEN 2120 UV/VIS. Les résultats sont exprimés en mg/L.

II.4.14 Indice de boue

Le test de l'indice de boue est utilisé pour apprécier l'aptitude d'une boue à la décantation.

Cet indice représente le volume occupé par un gramme de boue après trente minutes de décantation statique dans une éprouvette d'un litre à paroi transparente graduée. Noté *IB*, il est défini par la formule suivante :

$$IB = \frac{VD_{30}}{C_{ep}} \quad \text{Equation II-2}$$

VD_{30} : Volume de boue décantée en trente minute (mL)

C_{ep} : Concentration en matières en suspension dans l'éprouvette (g/L)

Le test n'est validé que si le volume décanté est inférieur à 300 mL. Lorsque la décantation des boues est médiocre, il devient impératif de pratiquer le test sur des boues diluées par l'eau épurée (le calcul de l'indice tiendra compte du facteur de dilution). [80]

I.4.14.1 Règle de mise en œuvre

Il a été démontré à plusieurs reprises que la vitesse de décantation était influencée par le diamètre de l'éprouvette, la concentration et la décantabilité de la boue. [81]

Pour que l'indice soit un critère significatif d'appréciation de la décantabilité (ou qualité de la boue), il convient de limiter l'incidence des deux autres facteurs de variation (diamètre de l'éprouvette et concentration de la boue).

Les éprouvettes d'un litre disponibles dans le commerce ont une ouverture de l'ordre de 8 à 8.5 cm. Cette valeur « standard » permet de s'affranchir des interférences liées à la variation de diamètre.

Il est indispensable de procéder à des dilutions pour supprimer l'influence de la concentration. Il faut que le volume décanté soit proportionnel à la concentration pour que l'indice soit stable et donc significatif de la décantabilité des boues. Cette condition est obtenue si VD_{30} est inférieur à 300 mL.

II.4.14.2. Description du test de décantation

Prélever un échantillon de boue en bassin d'aération et un échantillon d'eau clarifiée (éviter les flottants).

Introduire dans l'éprouvette les deux fractions de façon à obtenir une dilution de la boue telle que VD_{30} soit inférieur à 300 mL. Dans le cas d'une boue inconnue, plusieurs tests doivent être réalisés en parallèle afin de pouvoir choisir la dilution qui fournira un volume décanté inférieur ou égal à 300 mL/L, mais supérieur à 100 mL/L.

Ajuster le niveau du liquide à 1000 mL.

Agiter vigoureusement l'éprouvette de bas en haut sans perdre du mélange (obturer avec la paume de la main).

Poser l'éprouvette sur un plan horizontal stable, à l'ombre et déclencher la minuterie (t_0).

Au temps t_0+30 minutes, noter le niveau du voile de boue (interface boue – eau) dans l'éprouvette. Cette valeur notée VD_{30} doit impérativement être comprise entre 100 et 300 mL/L.

II.4.14.3 Résultats

Les indices inférieurs à 100 mL/g correspondent à des boues décantant facilement, les indices > 200 mL/g sont à rapprocher de boues filamenteuses à faible décantabilité.

L'indice déterminé dans les conditions décrites ne varie pas sur une station (que la boue soit prélevée dans le bassin d'aération ou au débouché de la recirculation,...).

II.5 Détermination de la vitesse de colmatage dans le BAM RE

Les mesures sont réalisées in situ dans le réacteur membranaire. La vitesse de colmatage est évaluée en mesurant l'évolution au cours du temps du flux de perméat (dans le cas du BAM RE où l'on travaille à pression constante).

Les vitesses de colmatage mesurées à différents moments dans le réacteur traduisent les effets simultanés de l'état du milieu biologique et de la membrane. Elles prennent en compte l'historique du procédé

Le flux de perméat à 20°C est évalué par mesure du débit de perméat (équation II-3) et en corrigeant la viscosité de l'eau en fonction de la température mesurée.

$$J = \frac{\Delta V}{S \Delta t} \frac{\mu_{(T_{\text{exp}})}}{\mu_{(20^\circ\text{C})}} \quad \text{Équation II-3}$$

La viscosité de l'eau à une température donnée est évaluée en utilisant l'équation II-4.

$$\mu_{(T)} = 1.002 \exp \left[3.056 \frac{(20 - T)}{(T + 105)} \right] \quad \text{Équation II-4}$$

Connaissant la valeur du flux à tout moment, il est possible de calculer la valeur de la résistance au colmatage en utilisant le modèle des résistances en série (équation II-5), la résistance initiale de la membrane (R_m) ayant été déterminée au préalable avec de l'eau ultrafiltrée.

$$J = \frac{PTM}{\mu_{(20C)}(R_m + R_c)} \quad \text{Équation II-5}$$

Chapitre III : Résultats et interprétations

Ce chapitre présente les résultats obtenus à l'issue de notre étude. Cette présentation est synthétisée en cinq parties. La première partie regroupe les performances épuratrices du bioréacteur à membrane à recirculation externe et celles du procédé à boues activées classique, traitant une même eau résiduaire urbaine. La deuxième partie estime les paramètres caractéristiques dans le bassin d'aération. La troisième partie regroupe les résultats obtenus lors de la filtration, en l'occurrence le suivi de flux de perméat en fonction du temps et la détermination de type de colmatage. La quatrième partie est consacrée à l'influence des conditions opératoires, sur le flux de perméat et le colmatage. La dernière partie est réservée pour l'étude de la croissance bactérienne, et l'identification des bactéries existant dans la biomasse.

III.1 Comparaison des performances épuratrices du BAM RE et du procédé à BA

III.1.1 Demande biochimique en oxygène (DBO₅)

La figure III-1 représente les valeurs de la DBO₅ obtenues lors de l'analyse de l'eau brute, mais aussi celle de l'eau traitée issue des deux procédés : BA et BAM RE.

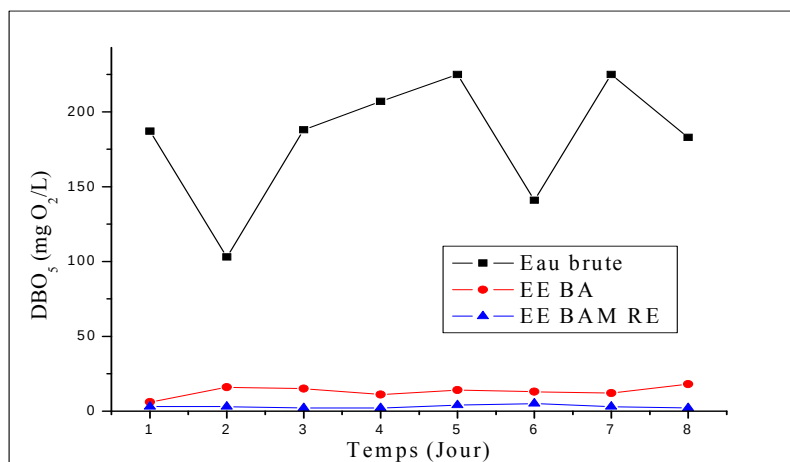


Figure III-1 : DBO₅ de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés : BA et BAM RE

Le tableau III-1 résume les performances épuratrices en DBO₅ des deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement d'une même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-1 : Taux d'abattement de la DBO₅ dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	96.79	84.47	92.02	94.69	93.78	90.78	94.67	90.16
TR (BAM RE)	98.40	97.09	98.94	99.03	98.22	96.45	98.67	98.91

Nous constatons là aussi, d'excellents rendements d'épuration concernant l'élimination de la DBO₅ pour les deux traitements : en moyenne 92.17 % pour le système à BA contre 98.21 % pour le BAM RE.

Nous constatons également une fluctuation dans le taux d'abattement en DBO₅ pour le procédé à BA durant la période de l'étude, en revanche pour le BAM RE, ce dernier est resté constant durant toute la période de fonctionnement du pilote.

Là encore les résultats très satisfaisants obtenus avec le BAM RE sont dus à l'étape de filtration. En effet le passage de la suspension (eau usée + biomasse épuratrice) à travers la membrane d'ultrafiltration la débarrasse de toute la biomasse mais aussi de la pollution organique résiduaire particulaire, c'est à dire celle qui n'a pas été dégradée par les micro-organismes décomposeurs. Seule la matière organique dissoute non dégradée se retrouve dans l'eau traitée, car elle n'est pas retenue par la membrane.

A partir de Tableau III-11, nous avons une aération prolongée dans Le BAM RE, contre une moyenne charge dans le BA. Selon Moores (1972) [98], dans un procédé qui fonctionne en aération prolongée, l'enlèvement de DBO₅ sera supérieure à 95%.

III.1.2 Demande chimique en oxygène (DCO)

La figure III.2 représente les valeurs de la DCO obtenues après analyse de l'eau brute et de l'eau traitée issue du procédé à boues activées et celle issue du bioréacteur à membrane.

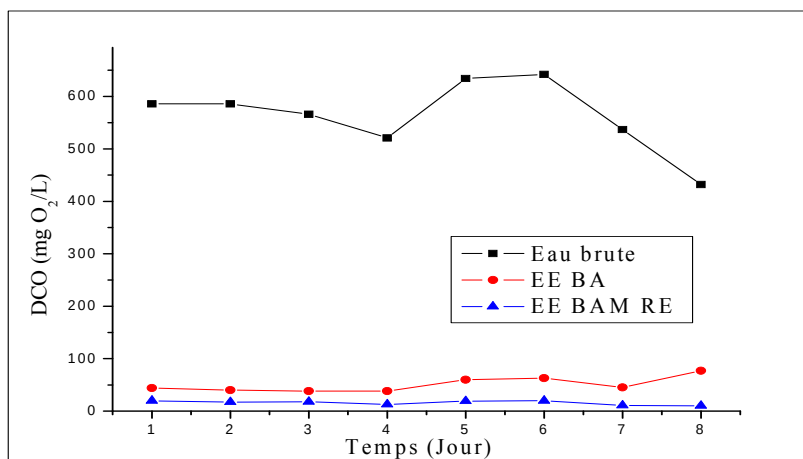


Figure III-2 : DCO de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés : BA et BAM RE

Le tableau III-2 résume les performances épuratrices des deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement d'une même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-2 : Taux d'abattement de la DCO dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	92.49	93.17	93.29	92.71	90.54	90.19	91.62	82.18
TR (BAM RE)	96.59	97.10	96.82	97.50	97.00	96.88	97.95	97.68

Une excellente qualité d'eau traitée est obtenue aussi bien avec le BAM RE qu'avec le système à BA. En moyenne, 97,19 % de la DCO de l'effluent est éliminée par le BAM RE contre un rendement d'épuration de 90,77 % pour le BA. Nous constatons néanmoins que l'épuration dans le BAM RE est plus poussée qu'avec le procédé à boues activées.

Ces différences de résultats entre le BA et BAM RE peuvent être dus à la présence de biomasse, de composés protéiques ou de résidus de matière organique dissoute et/ou particulaire dans l'eau traitée, issue du procédé à boues activées. En revanche lors du traitement avec le BAM RE, la membrane d'ultrafiltration a permis de retenir toute la biomasse épuratrice mais aussi toute la matière organique particulaire, ainsi seule la matière dissoute qui n'a pas pu être dégradée par les bactéries se retrouve dans l'eau traitée de sortie. Ces résultats montrent une vraie synergie entre le couplage d'une séparation par membrane avec la boue activée. D'après l'observation microscopique de la boue activée, nous avons

observé qu'il y a une forte présence des ciliés en vie libre surtout les coleps, qui sont responsables de l'élimination de la pollution carbonée [35].

III.1.3 L'ammonium (NH_4^+)

La figure III-3 représente les valeurs de la concentration en ammonium de l'eau brute ainsi que celle de l'eau épurée issues des deux procédés : BAM RE et BA.

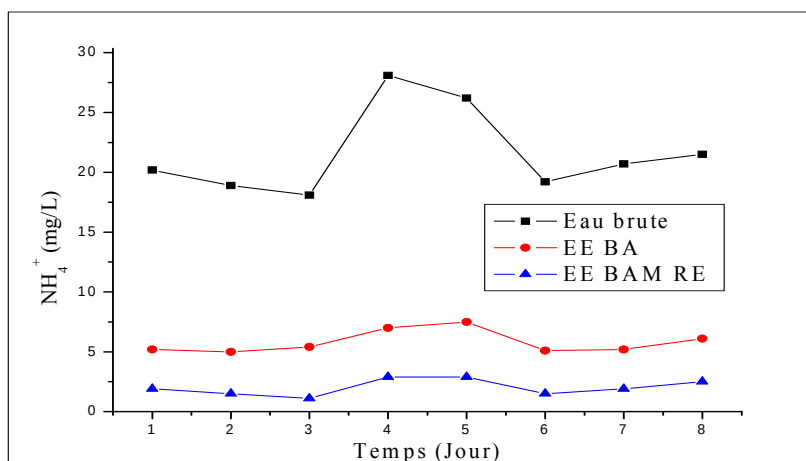


Figure III-3 : Concentration en ammonium de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BAM RE et BA

Le tableau III-3 résume les performances épuratrices en ammonium des deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement de la même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-3 : Taux d'abattement de l'ammonium dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	74.26	73.54	70.16	75.09	71.37	73.44	74.88	71.63
TR (BAM RE)	90.59	92.06	93.92	89.68	88.93	92.19	90.82	88.37

Nous observons une bonne élimination en ammonium pour le procédé BAM RE par rapport au BA durant les jours de l'étude, avec un taux de rétention en ammonium plus important pour le système BAM RE. En l'occurrence une moyenne de 90.82 % pour le procédé à BAM RE contre 73.05 % pour le BA.

Les bons taux d'élimination en ammonium obtenus avec les deux procédés lors de la période d'étude, sont probablement dus à une concentration suffisante en bactéries nitrifiantes dans les

bassins biologiques. Nitrosomonas est considéré comme le principal nitrifiant responsable de la nitrification (voir l'interprétation des nitrates § III.1.5) [29].

Le rendement supplémentaire de BAM RE est dû à la présence de la membrane d'ultrafiltration, et les bonnes conditions opératoires dans le bassin biologique de BAM RE (Température, âge des boues, agitation, aération et la vitesse de circulation).

Le système BAM RE peut fonctionner avec des temps de séjour de boues de plus de 20 jours [82, 83, 84]. Ces longs temps de séjour permettent le développement de micro-organismes qui se reproduisent lentement. Ces conditions conduisent aussi à une meilleure élimination de l'ammonium [85, 86] et des composés toxiques difficiles à dégrader [87]. Au contraire, ces âges de boues longs ne sont pas possibles dans les systèmes de boues activées classiques parce que les boues âgées favorisent le développement de bactéries filamenteuses et perdent leur aptitude à la floculation.

Grâce à un âge des boues assez important, les bactéries nitrifiantes ont l'opportunité de se développer. Comme l'azote dans le réacteur est consommé par la synthèse microbienne. On peut conclure que le maintien d'un âge des boues permettant la croissance de micro-organismes, est souhaitable pour un abattement efficace de l'azote et du phosphate.

III.1.4 Les nitrites (NO_2^-)

La figure III-4 représente les valeurs de la concentration en nitrites de l'eau brute ainsi que celle de l'eau épurée issues des deux procédés : BAM RE et BA.

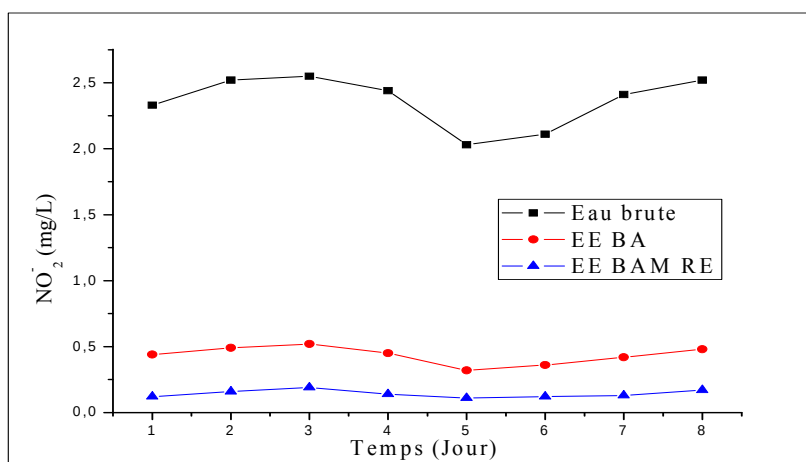


Figure III-4 : Concentration en nitrites de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BAM RE et BA

Le tableau III-4 résume les performances épuratrices en nitrites des deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement de la même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-4 : Taux d'abattement des nitrites dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	81.12	80.56	79.61	81.56	84.24	82.94	82.57	80.95
TR (BAM RE)	94.85	93.65	92.55	94.26	94.58	94.31	94.61	93.25

Un très bon taux de rétention en nitrites dans le BAM RE a été obtenu. En conséquence une valeur moyenne de 94.01 % contre 81.69 % dans le BA.

On constate ici la même interprétation pour l'ammonium, mais dans ce cas nous avons une nitrification (oxydation des nitrites en nitrates), donc la présence des bactéries nitrifiantes telles que Nitrobacter (voir l'interprétation des nitrates § III.1.5) [29]. L'observation microscopique au niveau de la STEP de Aïn Benian, prouve la présence de Nitrobacter.

III.1.5 Les nitrates (NO_3^-)

La figure III-5 représente la concentration en nitrates de l'effluent d'entrée ainsi que celle de l'eau traitée par, le système à BA et par le BAM RE.

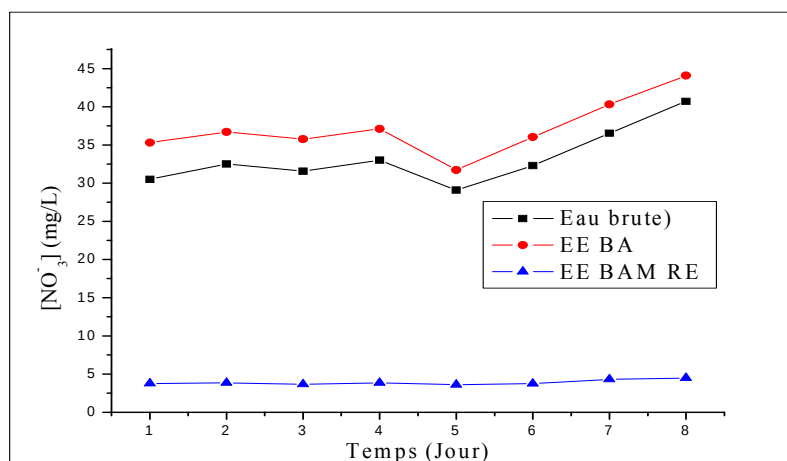


Figure III-5 : Concentration en nitrates de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE

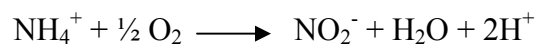
Le tableau III-5 résume les performances épuratrices en nitrates des deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement de la même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-5 : Taux d'abattement des nitrates dans le système à BA et dans le BAM RE

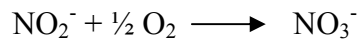
Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)								
TR (BAM RE)	87.64	88.19	88.41	88.37	87.56	88.42	88.24	88.95

On observe ici une augmentation de la concentration des nitrates dans le BA et cela durant toute la période d'étude, par contre dans le BAM RE il y a une bonne élimination des nitrates.

Dans le traitement biologique aérobie il existe deux stades de nitrification, avec chaque stade il y a une population différente de bactéries, au premier stade on a la nitritation, c'est-à-dire l'oxydation de l'ammonium en nitrites, les bactéries effectuant cette transformation sont principalement : Nitrosomonas, Nitrosocystis et Nitrosospira [88]. La réaction caractéristique est :



Dans le deuxième stade l'oxydation des nitrites en nitrates, appelée nitratisation. Les bactéries impliquées dans cette transformation sont : Nitrobacter, Bactodenna et Microdenaa [88]. La réaction caractéristique est :



On peut conclure l'augmentation de la concentration des nitrates au niveau de BA, par la transformation de l'ammonium en nitrites puis en nitrates.

Dans le BAM RE, la membrane retient une quantité des nitrates.

L'insuffisance nutritive pourrait être l'un des facteurs pour le foisonnement des boues qui nuit considérablement à l'exécution de traitement en augmentant la concentration en solides dans l'effluent [89].

III.1.6 L'ortho – phosphate (PO_4^{3-})

La figure III-6 représente la concentration en ortho-phosphate de l'effluent ainsi que celle de l'eau traitée issue des deux procédés BA et du BAM RE.

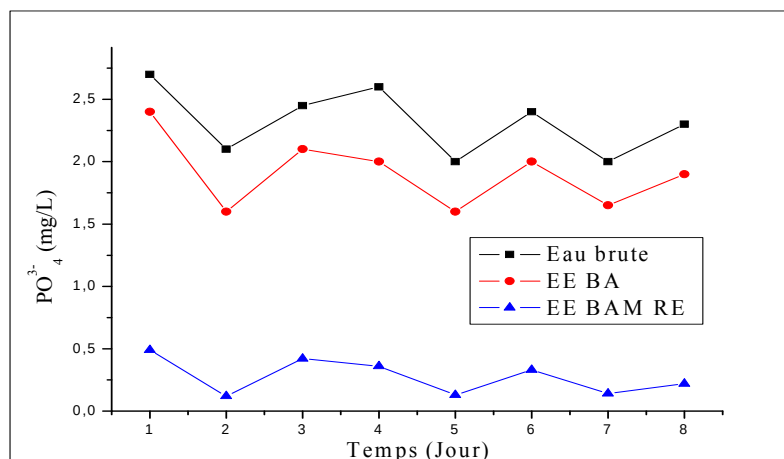


Figure III-6 : Concentration en ortho – phosphate de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE

Le tableau III-6 résume les performances épuratrices en ortho-phosphate pour les deux procédés étudiés : le BAM RE et le système à BA lors du traitement d'une même eau résiduaire urbaine.

Tableau III-6 : Taux d'abattement de l'ortho – phosphate dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	11.11	23.81	14.29	23.08	20.00	16.67	17.50	17.39
TR (BAM RE)	81.85	94.29	82.86	86.15	93.50	86.25	93.00	90.44

Nous observons une très faible élimination en ortho – phosphate pour le procédé BA. On remarque néanmoins, un taux d'élimination en PO_4^{3-} légèrement plus élevé pour le système à BAM RE. Soit une moyenne de 88.54 % contre un taux de rétention d'environ 17.98 % pour le BA.

Le faible taux d'élimination en PO_4^{3-} obtenu à l'issue du traitement de l'eau usée avec le procédé BA peut s'expliquer, par des conditions défavorables à la dégradation de l'ortho – phosphate. En effet des conditions aérobies ne permettent qu'une faible utilisation du phosphate par les bactéries. Or pour une meilleure élimination de ce dernier, il est nécessaire de priver, tout d'abord, les bactéries d'oxygène afin qu'elles relarguent leur propres

phosphate. Puis les aérer de nouveau. Cette étape est indispensable pour faire consommer aux bactéries des phosphates en grande quantité.

La quantité d'ortho – phosphate éliminée avec le procédé à BA, peut s'expliquer par le fait qu'une faible quantité de phosphate a pu être précipitée lors de la phase de décantation, après s'être adsorbée sur d'autres particules décantables.

Dans le BAM RE, la membrane d'ultrafiltration a un pouvoir de rétention de plus de 80 % des ortho – phosphates.

III.1.7 Les matières en suspensions (MES)

La figure III-7 représente la concentration en matières en suspension de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE.

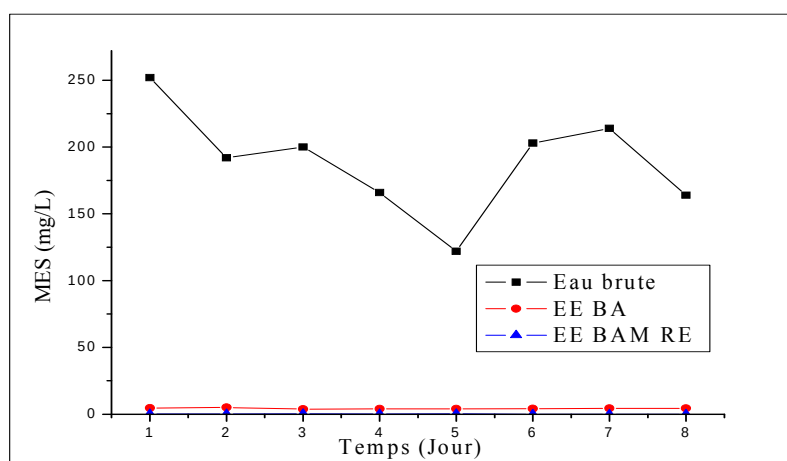


Figure III-7 : Concentration en MES de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE

Le tableau III-7 représente le taux de rétention des matières en suspension après traitement de l'eau brute par le procédé à BA et le BAM RE.

Tableau III-7 : Taux d'abattement des matières en suspension dans le système à BA et dans le BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	98.21	97.40	98.10	97.64	96.71	98.00	97.92	97.26
TR (BAM RE)	99.92	99.88	99.88	99.88	99.75	100.00	100.00	100.00

Nous constatons une élimination quasi complète des matières en suspension avec le BAM RE, soit un taux de rétention de 99.91 % contre une élimination moyenne de 97.65 % pour le procédé à BA.

L'élimination quasi complète des matières en suspension par le BAM RE est due à la capacité de la membrane d'ultrafiltration de retenir toutes les matières insolubles dans l'eau, même celles de très faibles dimensions comme les particules colloïdales, on remarque aussi une élimination complète des matières en suspension dans les trois derniers jours due au colmatage de type filtration sur gâteau.

Alors que pour le système à BA, la décantation ne permet d'éliminer que les particules décantables. Les particules de faible densité ou dimension ne sont pas précipitées. Elles se retrouvent par conséquent dans l'eau traitée de sortie.

III.1.8 Les matières volatiles en suspension (MVS)

La figure III-8 représente la concentration en matières volatiles en suspension de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE.

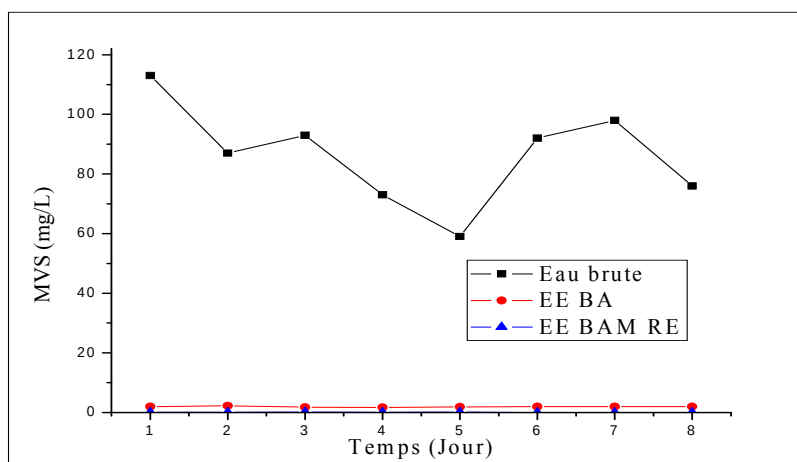


Figure III-8 : Concentration en MVS de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE.

Le tableau III-8 représente le taux d'abattement des matières volatiles en suspension après traitement de l'eau brute par le procédé à BA et le BAM RE.

Tableau III-8 : Taux d'abattement des matières volatiles en suspension dans le système à BA et dans BAM RE

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8
TR (BA)	98.26	97.41	98.12	97.67	96.88	97.85	97.97	97.41
TR (BAM RE)	99.92	99.88	99.88	99.88	99.78	100.00	100.00	100.00

Nous constatons une élimination quasi complète des matières volatiles en suspension avec le BAM RE, soit un taux de rétention de 99.92 % contre une élimination moyenne de 97.70 % pour le procédé à BA.

D'après Gaïd (1984) [21], les MVS représentent la fraction organique des matières en suspension. Elles sont mesurées par calcination d'un échantillon dont on connaît déjà la teneur en MES. Elle constituent environ 70 à 80 % des MES, donc on peut noter la même interprétation des MES.

III.1.9 La turbidité

La figure III-9 représente les valeurs de la turbidité de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE.

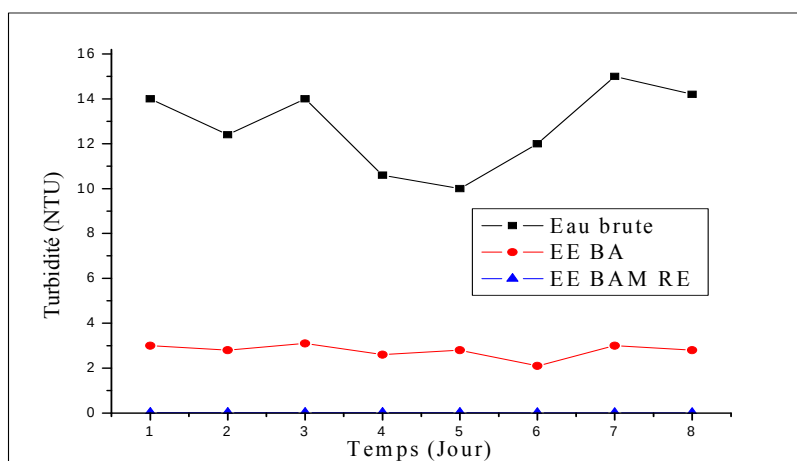


Figure III-9 : Turbidité de l'effluent et de l'eau traitée par les deux procédés BA et BAM RE

Nous observons une diminution de la turbidité pour l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE, la valeur moyenne de la turbidité de l'eau épurée issue du système à BA est de 2.775 NTU contre une turbidité quasi nulle pour l'eau épurée par le BAM RE, soit 0.016 NTU.

La turbidité est un paramètre de mesure qui indique la présence de très fines particules solides et colloïdales dans l'eau.

La diminution de la turbidité de l'eau traitée par le procédé à BA est due à la décantation des matières en suspension qui survient dans le décanteur primaire ainsi que dans le décanteur secondaire, cette technique ne permet pas d'éliminer toutes les matières fines présentes dans l'eau, les particules de faible dimension ne précipitent pas et se retrouvent par conséquent dans l'eau traitée.

Quant aux valeurs de turbidité quasi nulles obtenues pour l'eau épurée par le BAM RE, elles s'expliquent par le fait que toutes les matières en suspension initialement présentes dans l'effluent ont été retenues par la membrane d'ultrafiltration.

III.1.10 Le pH

La figure III-10 représente les valeurs du pH de l'effluent et de l'eau traitée issue des deux procédés BA et BAM RE.

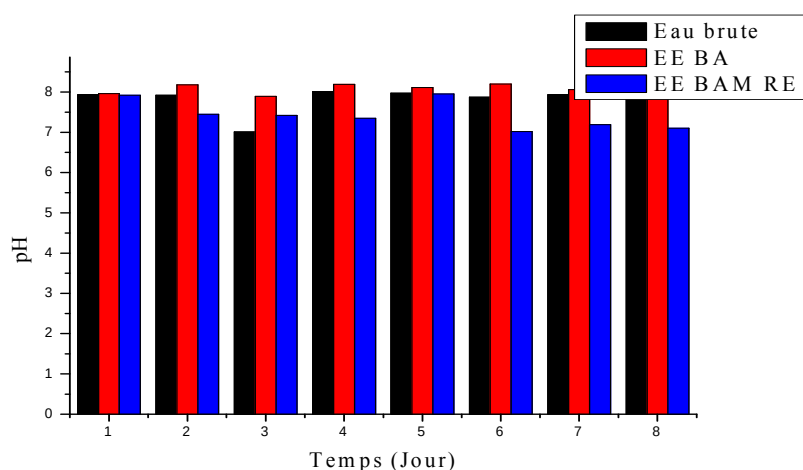


Figure III-10 : pH de l'effluent et de l'eau traitée issus des deux procédés : BA et BAM RE

Le pH de l'effluent s'est maintenu à une valeur moyenne de 7.82. Celui de l'effluent à 8.10 et 7.42 pour le système à BA et pour le BAM RE respectivement. On observe une légère montée de pH de l'eau traitée de système à BA, par contre on a une diminution pour l'autre système. Ces valeurs restent néanmoins comprises dans l'intervalle de valeur de pH imposé par les normes de rejet (Entre 6 et 9).

L'augmentation du pH dans le système à BA est probablement due aux différentes réactions biochimiques qui surviennent lors de la dégradation des matières polluantes par la biomasse

épuratrice. Pour le BAM RE, la diminution du pH est due à la rétention des molécules ou des complexes basiques par la membrane d'ultrafiltration.

III.1.11 La température

La figure III-11 représente la température de l'effluent et de l'eau traitée par les procédés BA et BAM RE.

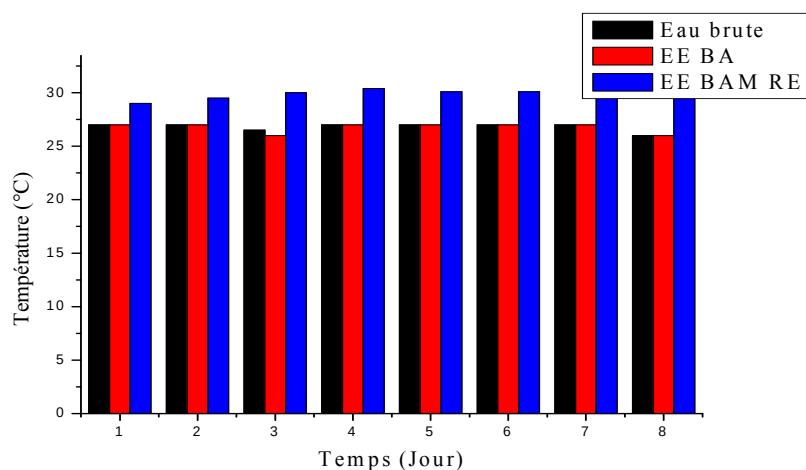


Figure III-11 : Température de l'effluent et de l'eau traitée par les procédés BA et BAM RE

On remarque que la température de l'eau épurée issue du procédé à BA est identique à celui de l'effluent, soit environ 27°C. Alors que pour le BAM RE, l'eau passe d'une température de 27°C (à l'effluent) à une température de 30°C (à la sortie).

L'augmentation de la température de l'eau observée entre l'entrée et la sortie du BAM RE est due au travail fourni par la pompe de circulation, ce travail s'accompagne d'un dégagement de chaleur, cette dernière est transmise au liquide.

III.1.12 Conductivité

La figure III-12 représente la conductivité de l'effluent et de l'eau traitée par les procédés BA et BAM RE.

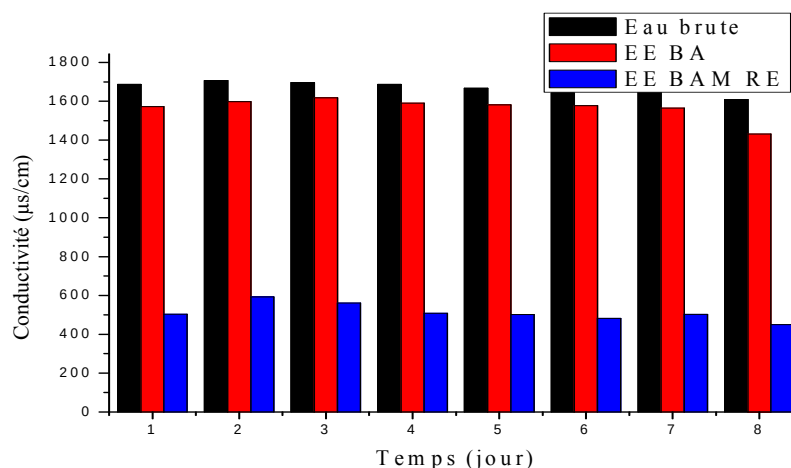


Figure III-12 : Conductivité de l'effluent et de l'eau traitée par les procédés BA et BAM RE

La figure III-12 montre que dans le BAM RE, la conductivité perd 70 % de sa valeur initiale (eau brute). Alors que pour le BA la conductivité diminue de 6 %.

La conductivité électrique nous renseigne avec une bonne approximation sur la salinité d'une eau. Elle est étroitement liée à la concentration des substances dissoutes et à leurs natures. Or, si les sels minéraux sont dans l'ensemble de bons conducteurs, ce n'est pas le cas des matières organiques et colloïdales qui n'ont qu'une très faible conductance [90].

Tableau III-9 : Qualité et minéralisation de l'eau selon leurs conductivités [96]

Conductivité (µS/cm)	Minéralisation	Qualité de l'eau
CE < 100	Très faible	Excellente
100 < CE < 200	Faible	Excellente
200 < CE < 400	Peu accentuée	Excellente
400 < CE < 600	Moyenne	Bonne
600 < CE < 1000	Importante	Utilisable
CE > 1000	Excessive	Utilisable

La valeur moyenne de la conductivité de l'eau traitée issue du BAM RE est 512.5 µS/cm, donc on a une eau de bonne qualité avec une minéralisation moyenne, pour le système BA la valeur moyenne est 1566.75 µS/cm c'est-à-dire une minéralisation excessive et l'eau est utilisable.

Selon les normes des rejets algériennes (2500 $\mu\text{S}/\text{cm}$) [97], les deux valeurs précédentes sont inférieures aux normes donc l'élimination est acceptable

Dans notre expérience le diamètre de pores moyen de la membrane d'ultrafiltration est de 0.1 μm , d'après Maurel (1993) [64], la membrane laisse passer les petites molécules (eau, sels) et arrête les molécules de masse molaire élevée (polymères, protéines, colloïdes). Pour cette raison la valeur de la conductivité de l'eau traitée issue de BAM RE est due à la présence des sels tels que NaCl, CaCl_2 .

III.1.13 Récapitulation des résultats obtenus à l'issue de l'étude

Le tableau III-10 résume le taux de rétention obtenu après le traitement d'une eau résiduaire urbaine d'une part, avec le bioréacteur à membrane à recirculation externe (pilote installé au niveau de laboratoire des Science de Génie des Procédés Industriels) et d'autre part avec le procédé à boues activées (qui s'est déroulé à la station d'épuration de Aïn Benian).

Tableau III-10 : Résumé des performances épuratrices du BAM RE et du système à BA

Paramètres	Taux d'élimination BAM RE	Taux d'élimination BA
DBO_5	98.21 %	92.17 %
DCO	97.19 %	90.77 %
NH_4^+	90.82 %	73.05 %
NO_2^-	94.01 %	81.69 %
NO_3^-	88.22 %	00.00 %
PO_4^{3-}	88.54 %	17.98 %
MES	99.91 %	97.65 %
MVS	99.92 %	97.70 %
Rendement	94.60 %	78.72 %

On constate globalement une élimination très satisfaisante de la matière organique et des MES avec le bioréacteur à membrane et cela grâce à la sélectivité remarquable de la membrane mise en œuvre dans ce procédé. En effet, les valeurs de la DCO, DBO_5 et MES de l'eau traitée par le BAM RE, sont largement en deçà des concentrations imposées par les normes de rejet et qui sont fixées à 120 mg/L pour la DCO ; 40 mg/L pour la DBO_5 et 30 mg/L pour les

MES [97]. Donc d'après le tableau III-10, si nous utilisons un traitement par BAM RE, nous aurons un rendement supplémentaire de 15.88 %.

III.1.14 Conclusion

La qualité de l'eau traitée issue de BAM RE prouve que le système BAM RE peut fournir un effluent de très bonne qualité qui est complètement acceptable pour la réutilisation. L'eau récupérée dans cette étude peut être directement réutilisée pour l'arrosage, le rinçage de toilette et le lavage des voitures. Après le traitement d'adoucissement, l'eau récupérée a pu être employée au refroidissement des appareils et dans l'industriel. Par conséquent, un bon nombre d'eau usée urbaine peut être effectivement exploité et d'ailleurs, de grandes quantités d'eau pourraient être sauvées. Le développement de l'industrie de l'eau serait plus soutenable.

III.2 Estimation des paramètres caractéristiques

III.2.1 L'indice de boue (IB)

La figure III-13 représente l'évaluation de l'indice de boue en fonction de temps, dans le procédé BAM RE.

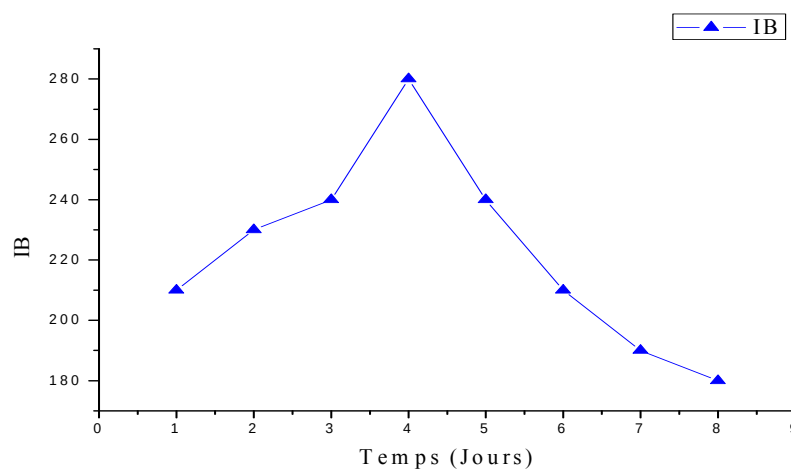


Figure III-13 : Evolution de l'indice de boue en fonction du temps dans le procédé BAM RE

Dans les quatre premiers jours nous observons une augmentation de l'indice de boue jusqu'à une valeur maximale de 280 mL/g, puis une diminution remarquable à partir de cinquième jour, avec une valeur minimale de 180 mL/g pour le dernier jour.

On peut constater qu'il y a une activité bactérienne pendant les premiers jours due à la richesse de l'eau brute en nutriments tels que les composés azotés et phosphatés.

D'après Palm et al (1980) [91], les indices inférieurs à 100 mL/g correspondent à des boues décantant facilement, les indices > 200 mL/g sont à rapprocher de boues filamenteuses à faible décantabilité. A partir de nos résultats, et en comparant avec les observations de Palm et al, on constate que les boues des six premiers jours sont assimilables aux boues filamenteuses à faible décantabilité. Les boues de deux derniers jours ont une décantabilité moyenne.

III.2.2 La charge massique

Elle caractérise l'équilibre biologique du traitement. Schématiquement, elle représente le rapport nourriture/biomasse dans le réacteur biologique.

Elle est déterminée plus spécifiquement par le rapport :

$$C_m = \frac{Q[DBO_5]}{V_{BA}[MVS]_{BA}} \quad \text{Equation III-1}$$

Avec :

Q : Débit journalier d'eau brute alimentant l'étage biologique (m^3/j)

$[DBO_5]$: Concentration en DBO_5 dans l'influent du réacteur biologique (Kg/m^3)

V_{BA} : Volume du bassin d'aération (m^3)

$[MVS]_{BA}$: Concentration en MVS des boues dans le bassin d'aération (Kg/m^3)

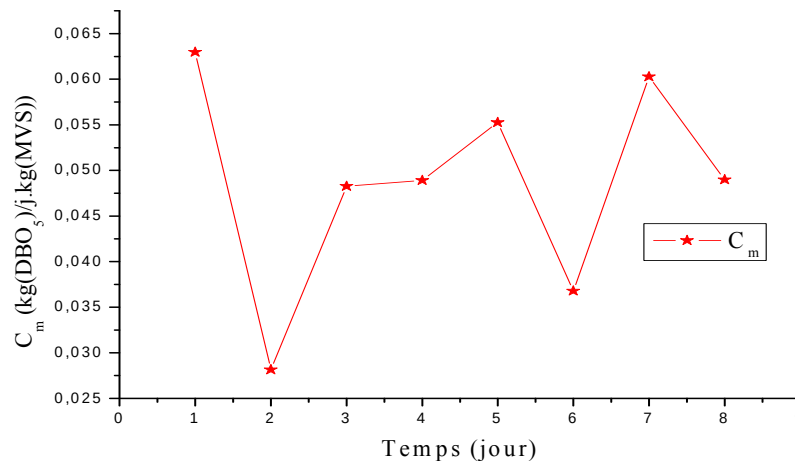


Figure III-14 : Evolution de la charge massique en fonction du temps dans le procédé BAM

RE

D'après la figure III-14, la charge massique dans le bioréacteur à membrane varie entre 0,03 à 0,06 kg DBO_5/j . kg MVS, ces résultats sont très faibles ($< 0,1$ kg DBO_5/j . kg MVS), donc le bioréacteur à membrane fonctionne avec une aération prolongée, contrairement à la station d'épuration qui fonction à une moyenne charge (voire le tableau II-4).

Les variations de charge massique résultent principalement des variations de la concentration en biomasse ; cette dernière augmente progressivement lorsque la purge est coupée et diminue lorsque l'on fixe un taux de purge donné. Dans notre cas, pour lequel la filtration est réalisée à pression constante, la variation de charge résulte également de la diminution du débit d'alimentation, proportionnellement au colmatage membranaire. Le colmatage induit une diminution du flux transmembranaire, donc du débit de perméat et par conséquent du débit d'alimentation qui est commandé manuellement, c'est pour ça on a une grande chute de premier au deuxième jour de la charge massique due à une vitesse de colmatage importante.

Tableau III-11 : Type de boue activée selon la charge massique et la charge volumique [22]

Type de boue activée	Charge massique (kg DBO ₅ /j.kg MVS)	Charge volumique (kg DBO ₅ /j.m ³)	Âge des boues
Très forte charge	$C_m > 1$	$C_v > 1$	Quelques heures
Forte charge	$C_m = 1$	$C_v > 0.9$	Quelques heures au jour
Moyenne charge	$C_m < 0.5$	$C_v < 0.7$	Quelques jours
Faible charge	$C_m < 0.2$	$C_v < 0.4$	Supérieure à 10 jours
Aération prolongée	$C_m < 0.1$	$C_v < 0.3$	Supérieure à 20 jours

III.2.3 La charge volumique

Ce paramètre permet d'estimer la capacité du réacteur biologique à priori lors de la conception des ouvrages. Il représente le rapport :

$$C_v = \frac{Q[DBO_5]}{V_{BA}} \quad \text{Equation III-2}$$

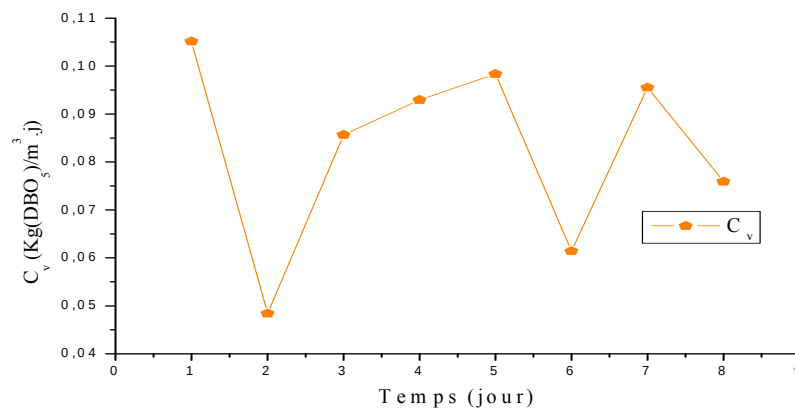


Figure III-15 : Evolution de la charge volumique en fonction du temps dans le procédé BAM

RE

La figure III-15 montre que la charge volumique varie entre 0.05 à 0.11 (kg DBO₅/m³.j), cette valeur appartient dans l'espace aération prolongée.

III.2.4 Âge des boues

L'un des paramètres les plus caractéristiques des bioréacteurs à membrane est l'âge des boues, ce paramètre présente le temps de séjour des boues dans le bassin de traitement biologique.

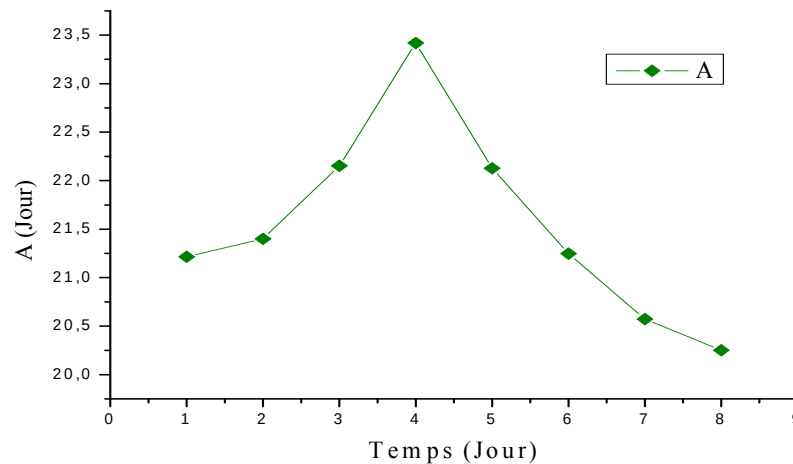


Figure III-16 : Evolution de l'âge des boues en fonction du temps dans le procédé BAM RE

A partir de la figure III-16, les valeurs de l'âge des boues varient entre 20 à 23 jours. D'après Huang et al (2001) ; Pollice et al (2004) ; Liu et al (2005) [82, 83, 84], le système BAM RE peut fonctionner avec des temps de séjour de boues de plus de 20 jours, donc ces résultats sont acceptables pour travailler sur un bioréacteur à membrane, Ces longs temps de séjour permettent la croissance de micro-organismes, est souhaitable pour un abattement efficace de l'azote et du phosphate, en plus la production des boues en excès reste faible.

III.2.5 Conclusion

Selon Canler J.P et al (1999) [22], la charge massique, la charge volumique et l'âge des boues confirment que le type de charge existe dans cette étude est une aération prolongée.

III.3 Etude de nitrification et dénitrification

Dans un bac en plexiglas de dimension 30.30.30 cm³, on verse 20 L d'eaux usées ensuite on inocule la concentration en biomasse jusqu'à 3 g/L, et on met le tout sous agitation et sous aération pendant 48 heures, puis on ajoute une faible dose de Méthanol, et on ferme bien le bac pour éviter l'introduction de l'air pendant 24 heures sous agitation. L'eau épurée récupérée de bac fermé est directement placée dans le BAM RE pour faire la filtration membranaire pendant une période de 0.5 heure.

On fait le calcul de la concentration en NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- suivant le tableau III-12.

Tableau III-12 : Concentrations des composés azotés dans le bac ouvert et fermé et dans le BAM RE

	Eau brute	Nitrification (Bac ouvert premier jour)	Nitrification (Bac ouvert deuxième jour)	Dénitrification (Bac fermé troisième jour)	BAM RE (quatrième jour)
NO_3^- (mg/L)	48.32	53.66	59.42	9.36	1.14
NO_2^- (mg/L)	3.21	2.59	1.32	0.32	0.22
NH_4^+ (mg/L)	20.36	10.23	3.65	3.22	0.45

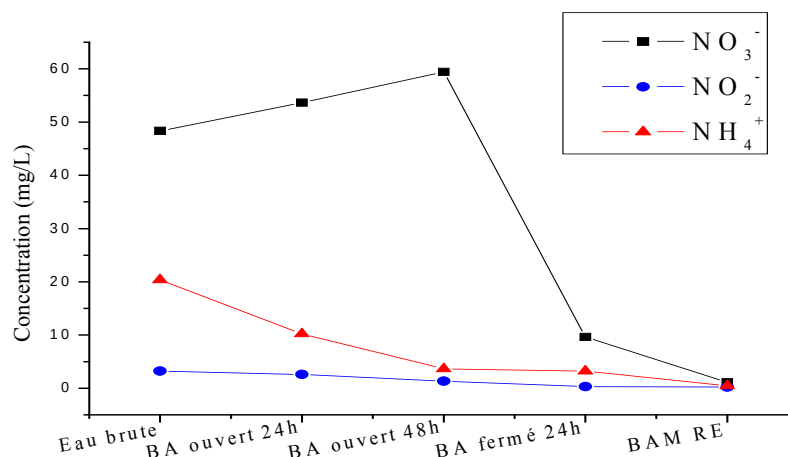


Figure III-17 : Evolution de la concentration des composés azotés en fonction du temps et de procédé utilisé

Nous avons observé d'après la figure III-17, une augmentation des nitrates dans le bac ouvert suite à une grande décroissance dans le bac fermé et le BAM RE, concernant les nitrites et l'ammoniaque, on a une diminution tout le long de l'expérience. Cette diminution est très faible pour les nitrites.

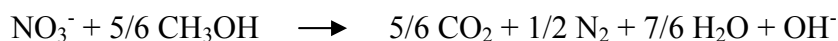
En présence d'oxygène (voir l'interprétation des nitrates § III.1.5).

En l'absence d'oxygène dissous, de nombreuses bactéries hétérotrophes sont contraintes d'utiliser une autre source d'oxygène. Elles utilisent alors l'oxygène combiné, c'est-à-dire celui contenu dans les nitrates NO_3^- . Avant d'arriver au stade ultime d'utilisation complète de l'oxygène du nitrate pour obtenir l'azote gazeux N_2 , une série de réactions complexes se produisent. On peut néanmoins les résumer :



Le carbone organique nécessaire peut être celui contenu dans l'eau usée. S'il provient des bactéries elles-mêmes, on parlera alors de dénitrification endogène. Dans notre expérience, nous avons utilisé le méthanol comme source de carbone, donc on a une dénitrification exogène. D'habitude, la dénitrification exogène est plus pratiquée car plus compétitive vis-à-vis de la dénitrification endogène, qui, bien que ne produisant pas de biomasse, est lente [92].

Globalement on peut écrire la réaction suivante :



III.4 Etude de la filtration membranaire

III.4.1 Perméabilité de la membrane (L_p)

La mesure de perméabilité de la membrane a été effectuée avant son utilisation dans l'étude sur le traitement de l'eau résiduaire urbaine avec le BAM RE.

Cette mesure a été déterminée lors de la filtration d'une eau distillée (10 L) en procédant à la mesure du flux de perméat pour différentes pressions transmembranaires appliquées à une température de l'eau de 30°C, la variation de la pression transmembranaire est effectuée à l'aide des vannes 3 et 4 (voir la figure II.1). La pression à l'entrée et à la sortie de module tubulaire est indiquée par deux manomètres 1 et 2.

La figure III-18 représente l'évolution du flux de perméat (J_p) en fonction de la pression transmembranaire appliquée (PTM).

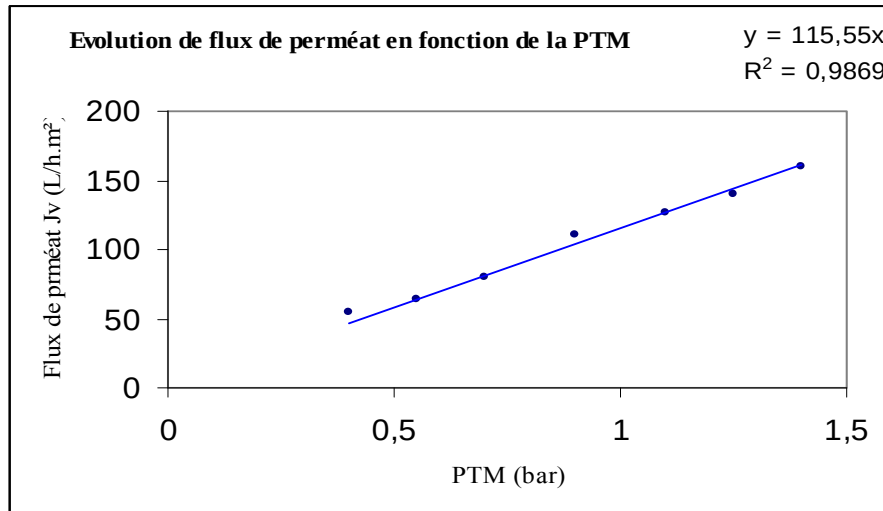


Figure III-18: Evolution du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire appliquée

L'évolution du flux du perméat en fonction de la pression transmembranaire croît linéairement avec la pression transmembranaire, par conséquent la loi de Darcy est vérifiée. La perméabilité de la membrane représente la valeur de la pente de la droite $J_p = f(PTM)$ précédemment obtenue. Soit, $L_p = 115.55 \text{ L/h.m}^2.\text{bar}$.

III.4.2 Calcul des contraintes de cisaillement dans la membrane d'ultrafiltration

La contrainte de cisaillement τ est la grandeur fondamentale en rhéologie. Dans un mouvement laminaire, deux couches successives au contact l'une de l'autre se déplacent relativement l'une par rapport à l'autre. Il apparaît à l'interface de ces deux couches des forces de frottement qui s'exercent tangentielllement à la surface de la couche ; il s'agit des forces de cisaillement.

Le calcul des forces de frottement passe par celui du nombre de Reynolds et par le coefficient de friction.

Le nombre de Reynolds (Re), établi en 1895, s'exprime de manière générique sous la forme suivante :

$$Re = \frac{U D}{\nu} \quad \text{Equation III-3}$$

Avec :

D : Diamètre hydraulique (m)

U : Vitesse de circulation (m/s)

ν : Viscosité cinématique du fluide (m^2/s)

Dans le pilote BAM RE, le diamètre intérieur de la membrane est de 6 mm. La vitesse de circulation est de l'ordre de 4 m/s, la viscosité cinématique à une valeur approximative égale à $8.33 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$.

A partir de ces valeurs on peut calculer le nombre de Reynolds :

$Re = 28800$, le nombre de Reynolds est supérieur à 3000, donc le régime est turbulent.

Dans les écoulements à grand nombre de Reynolds ($Re > 4000$), le transport de quantité de mouvement par advection est dominant. L'écoulement est alors appelé turbulent.

Dans ce cas, le coefficient de frottement se calcule grâce à la formule suivante [99] :

$$f = \frac{0.0791}{Re^{0.25}} \quad \text{Equation III-4}$$

$$f = 6.07 \cdot 10^{-3}$$

Et la contrainte de cisaillement, en Pascal, est donnée par [99]:

$$\tau = \frac{\nu f U^2}{2} \quad \text{Equation III-5}$$

$$\tau = 4.05 \cdot 10^{-8} \text{ Pa}$$

III.4.3 Evolution du flux de perméat en fonction du 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 flux de perméat diminue. La vitesse et la manière dont le débit de perméat et le flux de perméat (J_p) diminuent dans le temps dépendent de la membrane, de l'eau filtrée et des conditions opératoires.

La mesure du flux de perméat a été effectuée régulièrement durant toute la période qu'a duré notre étude sur le BAM RE. La figure III-19 représente l'évolution du flux de perméat en fonction du temps.

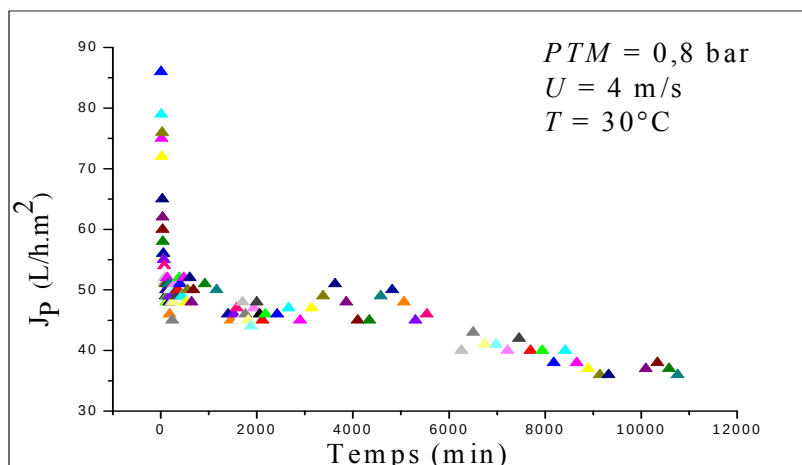


Figure III-19 : Evolution du flux de perméat en fonction du temps

Nous observons une chute brutale de la perméabilité durant les 120 premières minutes de la filtration. En effet le flux de perméat passe d'une valeur initiale de 86 L/h m² à une valeur de 48 L/h m² en l'espace de deux heures.

On constate par la suite, que le flux de perméat subit de légères fluctuations. Néanmoins l'allure générale de l'évolution du flux, montre une faible décroissance de ce dernier. Il atteint une valeur minimale de 36 L/h.m² aux derniers jours de l'expérience.

Plus généralement, nous constatons que le flux de perméat a subi une diminution d'environ 58 % de sa valeur initiale durant la période où l'étude a été conduite. Malgré cette grande diminution néanmoins le flux minimal obtenu durant les derniers jours de l'expérience est resté acceptable et la poursuite de l'étude aurait été possible même après les 8 jours de fonctionnement du BAM RE.

Le déclin brutal du flux de perméat qui se produit durant les deux premières heures de la filtration, peut s'expliquer par le phénomène de polarisation de concentration. En effet, les suspensions épuratives étant généralement très concentrées en fraction particulaire (flocs de plusieurs dizaines de micromètres, protéines, polysaccharides, acides humiques, produits microbiens solubles), ce phénomène de polarisation conduit à l'accumulation progressive de ces matières sur la paroi membranaire, ce qui donne naissance à un biofilm à la surface de la membrane. Ce dernier réduit la surface effective de la membrane et provoque une diminution de la perméabilité de cette dernière.

La légère stabilisation du flux de perméat qui survient après les 120 minutes de filtration peut s'expliquer par l'établissement d'un équilibre convection – diffusion à la surface de la membrane. En effet, le flux de matière amené par convection équilibre le flux diffusif du la

surconcentration de la solution à la membrane mettant fin à l'évolution du phénomène de polarisation de concentration.

La grande vitesse de circulation utilisée dans le BAM RE, peut expliquer le fait que le flux de perméat ait continué à avoir une valeur acceptable même à la suite de 8 jours de fonctionnement du BAM RE. En effet, cette grande vitesse de circulation engendre des contraintes de cisaillement à la surface de la membrane. Ce phénomène limite le dépôt de matières sur cette dernière.

Pour bien suivre l'évolution de flux de perméat et connaître le type de colmatage, si il existe, nous avons étudié le modèle de Hermia.

III.4.4 Modèle de Hermia

Notre objectif est d'utiliser les équations établies par Hermia (1982) [67]. Pour interpréter les résultats expérimentaux, nous allons nous baser sur les relations établies par Hermia relatif à la variation du flux de filtrat en fonction du temps. Toutefois avant de nous livrer à cet exercice, nous avons représenté pour chaque traitement la variation du volume filtré en fonction du temps.

Après un temps de 520 min correspondant à un volume de 5.363 L, on fait le tracé de la courbe de tendance pour les quatre types de colmatage, par la suite, on calcule le coefficient de corrélation. Le coefficient le plus proche à la valeur idéale ($R^2 = 1$) est celui de la courbe filtration sur gâteau. Donc la boue du bioréacteur a une forte tendance naturelle à former un gâteau.

A noter aussi une légère incurvation vers le haut pour la partie droite de la courbe filtration sur gâteau correspond à la fin de l'expérience. Cette incurvation attribue à une compression de la couche colmatante. Cette hypothèse est discutable. En effet, pourquoi le gâteau se comprimerait-il uniquement vers la fin de l'expérience alors que le gradient de pression est constant tout au long de l'essai? Cette incurvation pourrait par contre être due à une rétention de plus en plus forte de colloïdes plus fins vers la fin de l'expérience ce qui ferait diminuer la porosité du gâteau.

Les premiers points de la courbe qui correspondent à un temps de 5 à 520 minutes équivalant à un volume de 0.088 à 5.363 L et qui ne font pas partir de la courbe de tendance représentent un colmatage par blocage des pores.

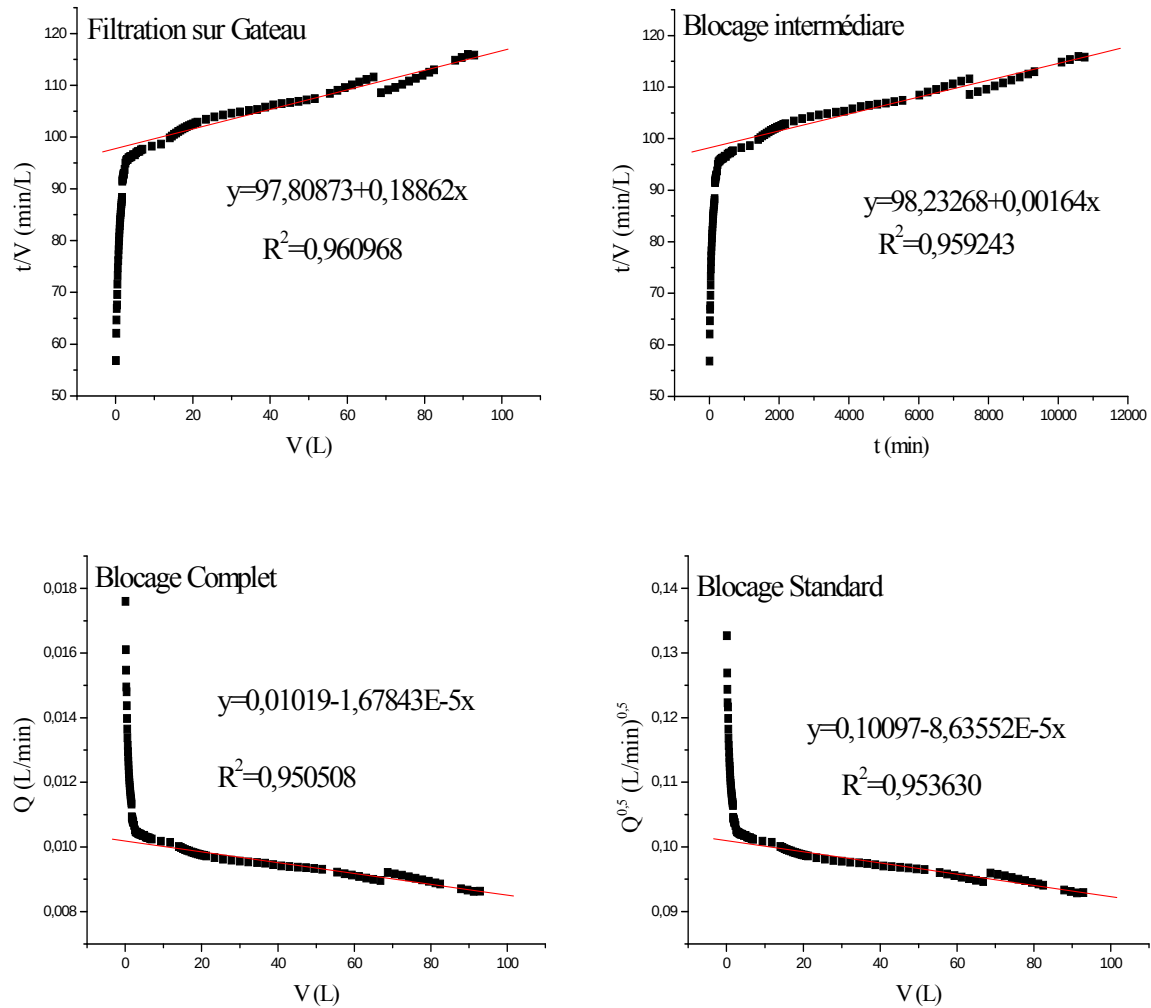


Figure III-20 : Représentation graphique de modèle de Hermia

III.4.5 Régénération de la membrane

Après chaque utilisation de la membrane, un lavage est s'effectuée à pression transmembranaire $PTM = 1$, avec une eau distillée préalablement chauffée à 70°C dans le bac d'alimentation. Ensuite, nous avons ajouté de la soude à 3% jusqu'à atteindre un pH = 11 puis nous avons mis l'installation en marche pendant 30 min.

Nous avons utilisé de l'acide nitrique jusqu'à un pH = 2, et laissé tourner l'installation pendant 15 min. Afin d'éliminer toute trace de produit, nous rincions en fin pendant 20 min avec l'eau distillée. Nous avons vérifié la fin de lavage la nouvelle perméabilité hydraulique de la membrane.

III.4.6 Influence de la variation des conditions opératoires sur le flux de perméat

D'après l'expérience de huit jours, on observe que la chute brutale de flux de perméat est remarquable dans les premières 500 minutes, pour cela nous avons fait d'autres expériences en variant les conditions opératoires telles que la pression transmembranaire, la température, la vitesse de circulation et la concentration en boue, par la suite on explique l'influence de ces variations sur le flux de perméat et le colmatage de la membrane.

III.4.6.1 Influence de la pression transmembranaire PTM

L'effet de la pression transmembranaire sur le flux de perméat à une température de 30°C , une concentration de boue activée de 3 g/L et une vitesse de circulation de 4 m/s est présenté sur la figure III-21.

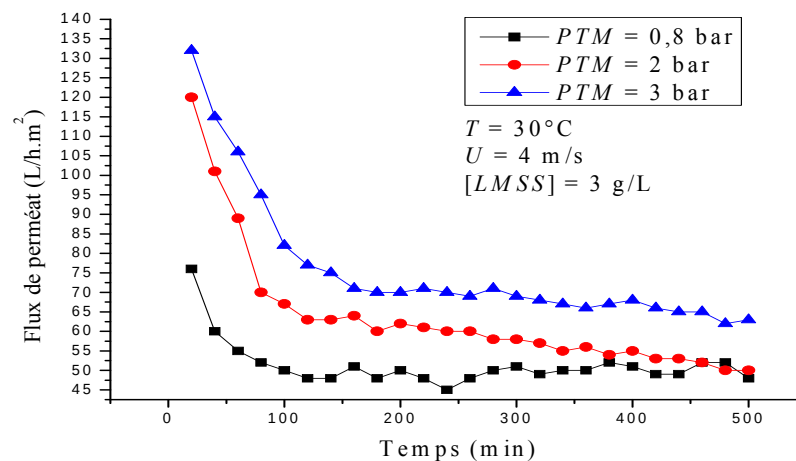


Figure III-21 : Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes PTM

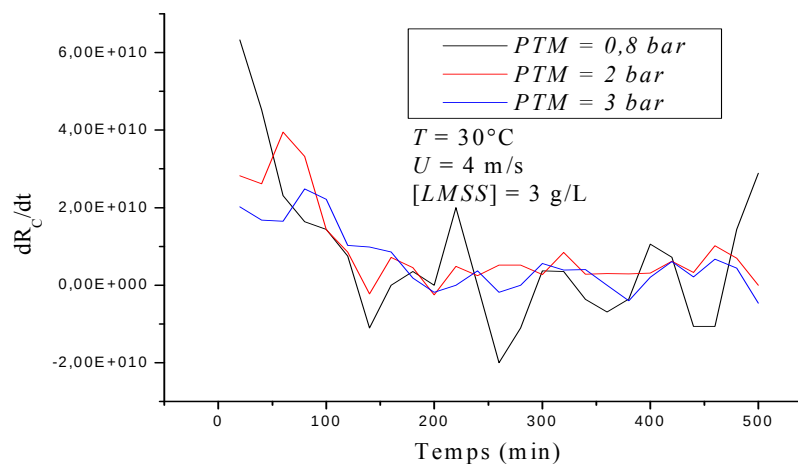


Figure III-22 : Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes PTM

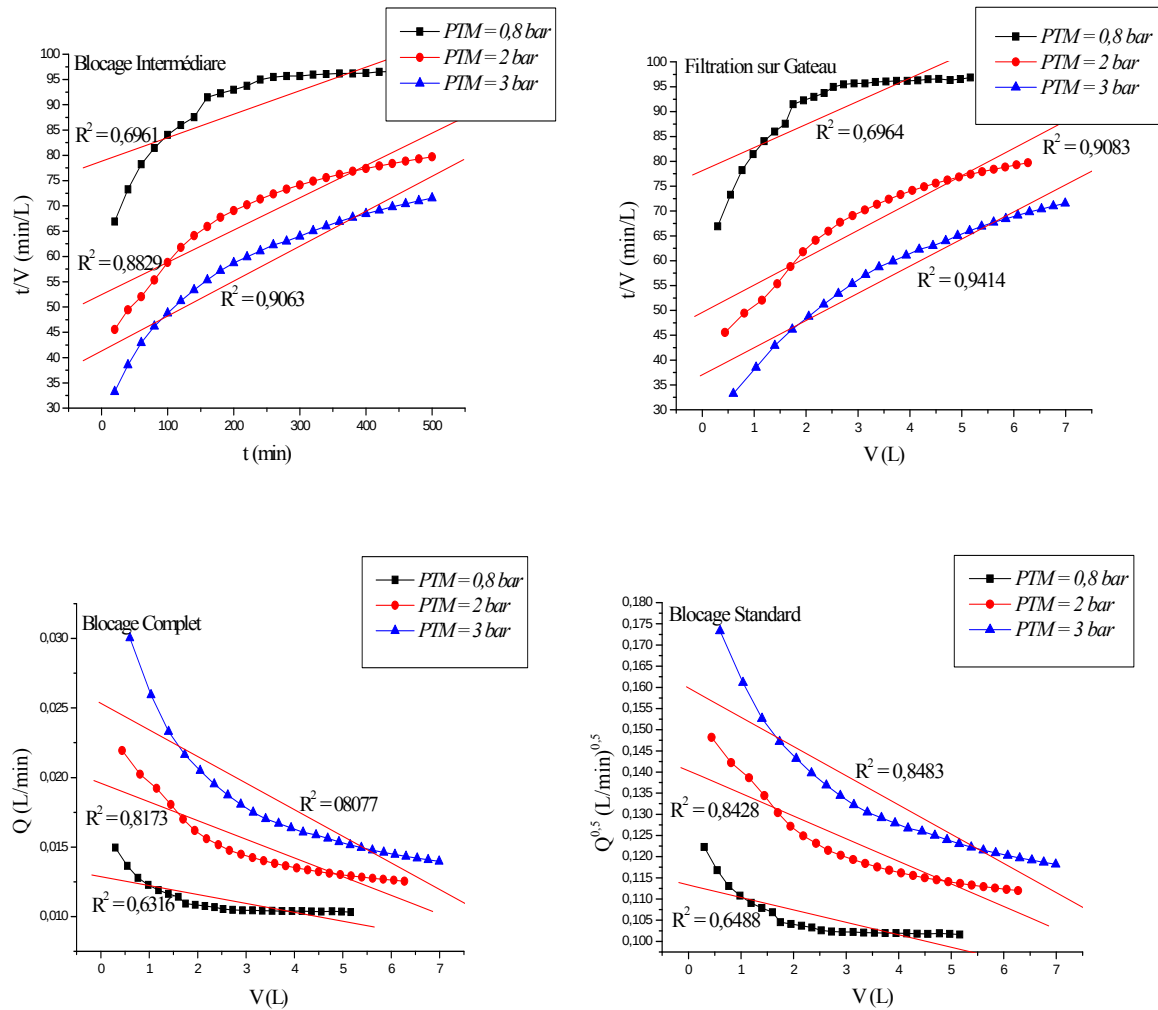


Figure III-23 : Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la PTM

L'effet de la pression transmembranaire sur le flux de perméat est illustré sur la figure III-21. Le flux de perméat diminue avec le temps, mais le flux arrive progressivement à une valeur constante en fonction de la pression transmembranaire. A la $PTM = 3$ bar, on a une valeur initiale de flux = 132 L/h.m^2 , cette valeur chute en fonction de temps jusqu'à atteindre une valeur minimale de 63 L/h.m^2 , donc le flux perd 52 % de sa valeur initiale, mais à une $PTM = 0.8$ bar le flux décroît de 76 à 48 L/h.m^2 avec une diminution de 37 %. Si, la PTM augmente, le flux de perméat augmente. D'après la figure III-22, la vitesse de colmatage diminue avec le temps et avec la diminution de la PTM .

Le modèle de Hermia (Figure III-23) confirme que nous avons une filtration sur gâteau pour les trois valeurs de la PTM .

A partir de nos observations, la loi de darcy est justifiée.

$$J = \frac{PTM}{\mu(R_m + R_c)} \quad \text{Equation III-6}$$

Si la PTM augmente le flux de perméat augmente aussi. D'après Sandeep (1997) [100], Les particules colloïdales ($0.1 \mu\text{m}$, $0.01 \mu\text{m}$) sont responsable de créer un comportement limité de transfert de masse puisque la limitation de flux de perméat fait des petites changement avec la pression transmembranaire. Cependant, les grandes particules ($1 \mu\text{m}$) montrent une variation significative sur le flux de perméat avec la pression transmembranaire.

III.4.6.2 Influence de la vitesse de circulation U

Pour étudier l'effet de la vitesse d'écoulement sur le flux de perméat, certaines expériences ont été réalisées dans une gamme de vitesse d'écoulement entre 3.5 – 5 m/s. Comme la montre la figure III-24. Il faut mentionner que toutes les expériences ont été réalisées à une température de 30°C , la concentration de la boue activée égale à 3 g/L et une pression transmembranaire de 0.8 bar.

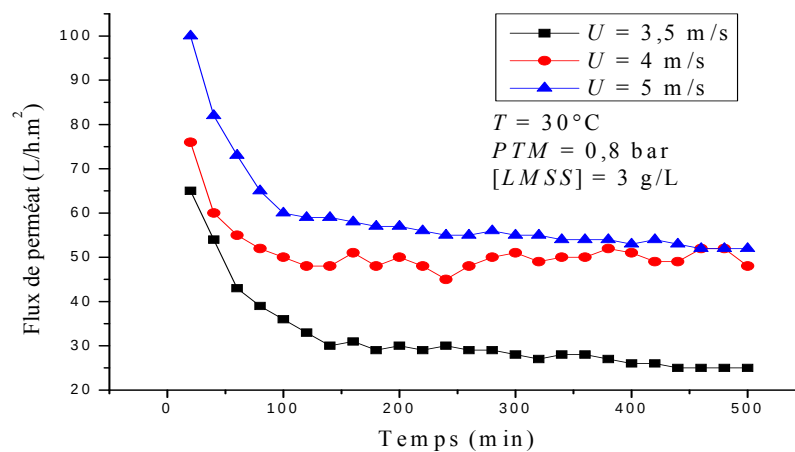


Figure III-24 : Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes vitesses de circulation

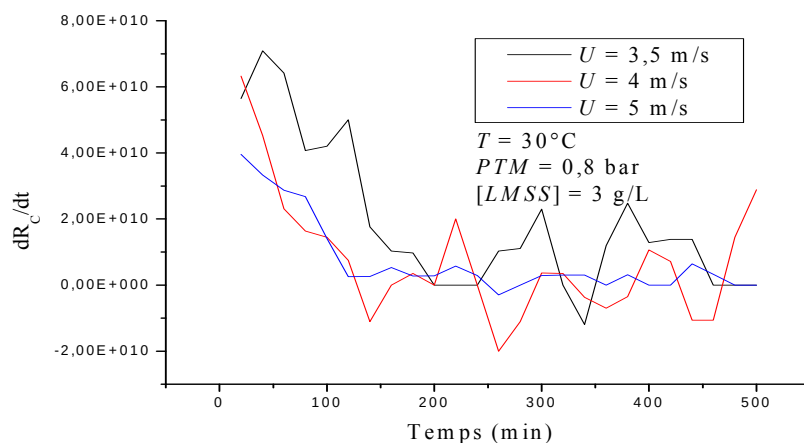


Figure III-25 : Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes vitesses de circulation

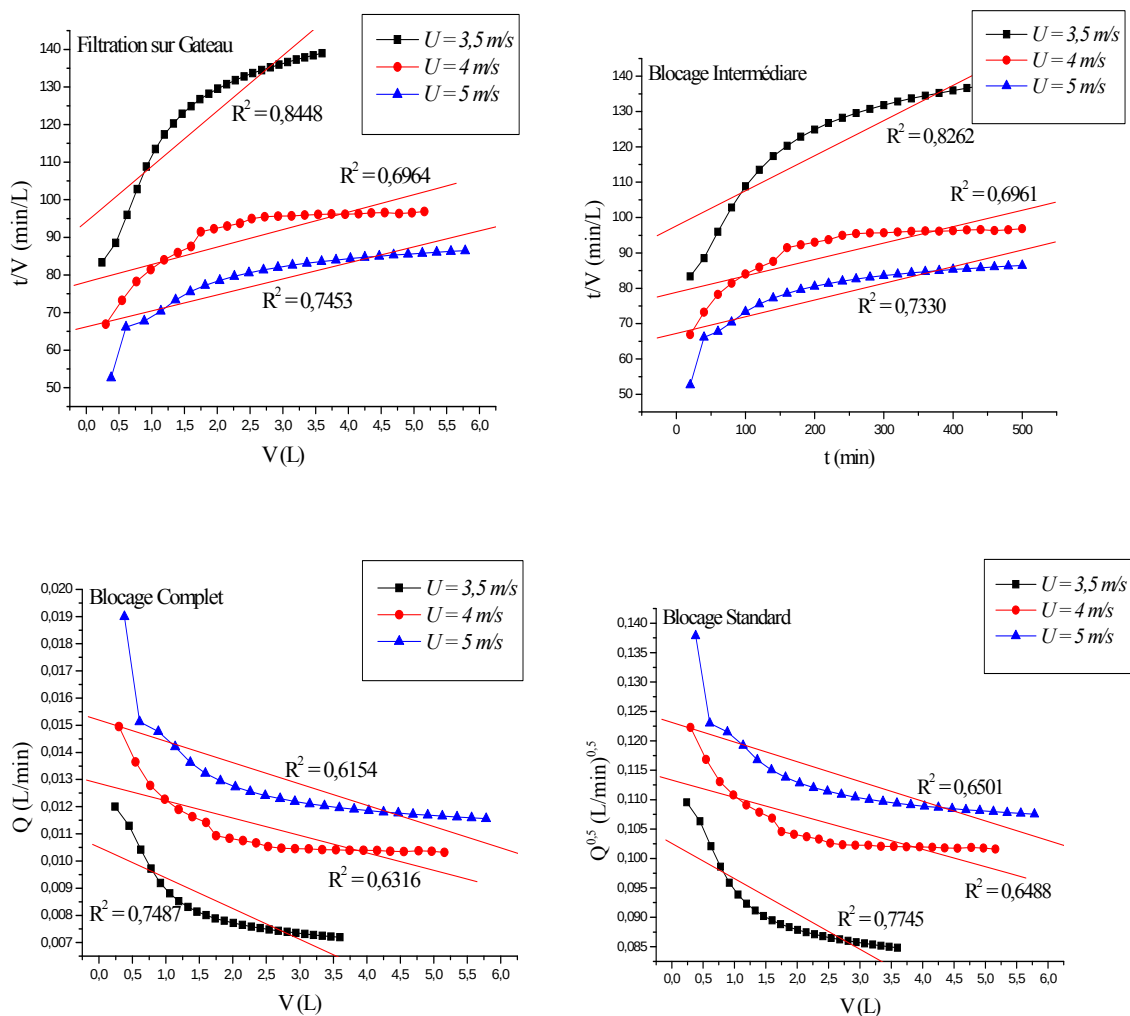


Figure III-26 : Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la vitesse de circulation

D'après la figure, le flux de perméat à la vitesse $U = 5$ m/s est très important, le flux initial est de 100 L/h.m^2 décroît jusqu'à une valeur de 52 L/h.m^2 , pour la vitesse $U = 4$ m/s on remarque une légère diminution de flux avec une valeur maximale de 76 L/h.m^2 , et une autre minimale de 48 L/h.m^2 . La diminution de flux la plus remarquable est celle à la vitesse $U = 3.5$ m/s avec une décroissance de 65 à 25 L/h.m^2 .

La figure III-25 montre la variation de la vitesse de colmatage en fonction de temps, on remarque que la vitesse de colmatage est élevée dans les premières 100 minutes pour les trois courbes. A la vitesse $U = 3.5$ m/s les valeurs de la vitesse de colmatage sont plus élevées par rapport aux vitesses $U = 4$ m/s et $U = 5$ m/s, cette dernière présente des valeurs plus faibles.

La Figure III-26 montre, que nous avons une filtration sur gâteau pour les trois valeurs de la vitesse de circulation.

En spécifiant le paramètre opératoire vitesse de circulation, seulement des conclusions qualitatives au sujet de la situation hydrodynamique près de la surface de membrane peuvent être tirées.

L'élévation de la vitesse d'écoulement conduit à une augmentation de la turbulence et le coefficient de transfert de masse, affaiblit l'effet de polarisation de concentration et augmenter le flux de perméat [71].

D'après Wisniewski et al (2000) [93] une augmentation de la vitesse de recirculation de la boue activée, dans un BAM RE, induit une diminution dans la distribution de la taille des floes, conduisant alors à différentes intensités de colmatage.

III.4.6.3 Influence de la température T

La température est l'un des paramètres physiques le plus influencé sur l'écoulement d'un fluide, pour ceci on a réalisé des expériences où la température varie entre $30 - 40^\circ\text{C}$, sachant que la vitesse d'écoulement égale à 4 m/s, la concentration de boue activée 3 g/L et la pression transmembranaire 0.8 bar .

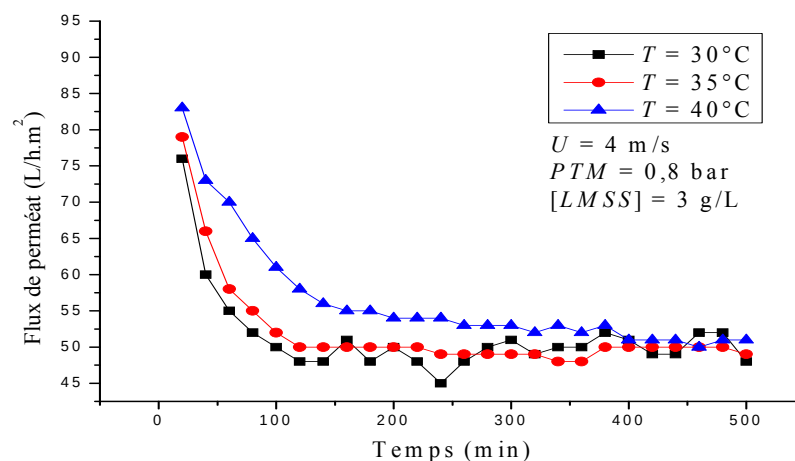


Figure III-27 : Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes T

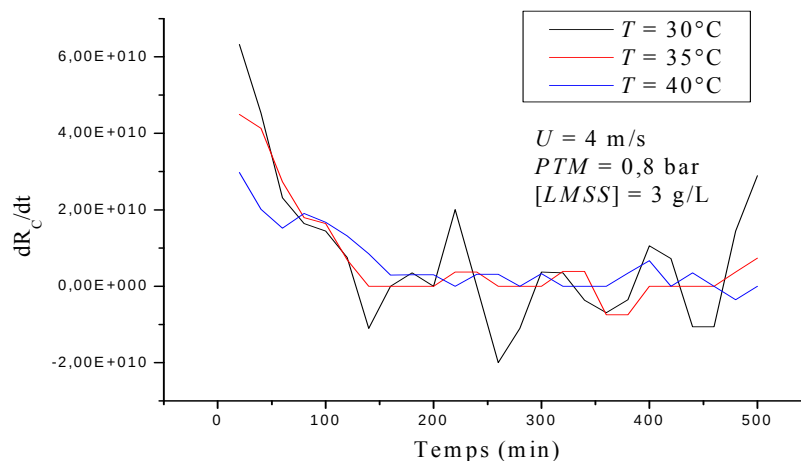
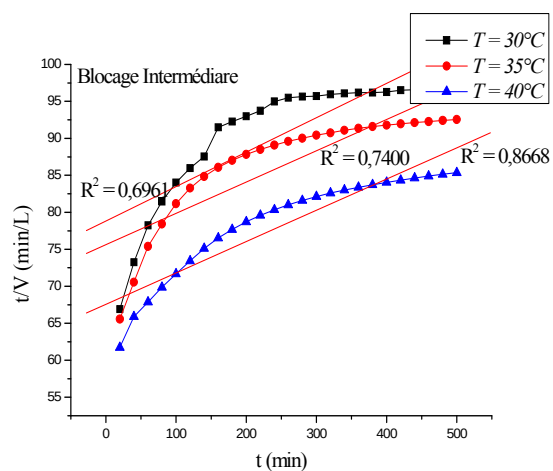
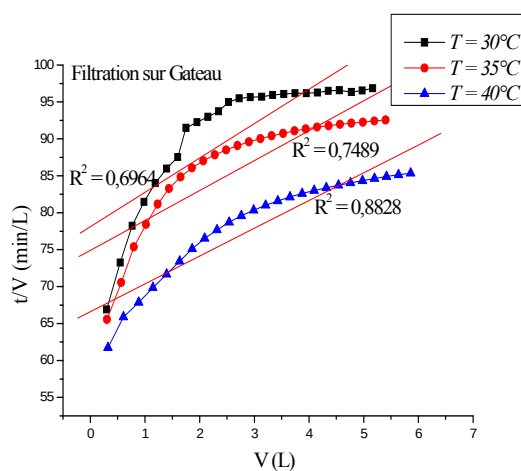


Figure III-28 : Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps aux différentes T



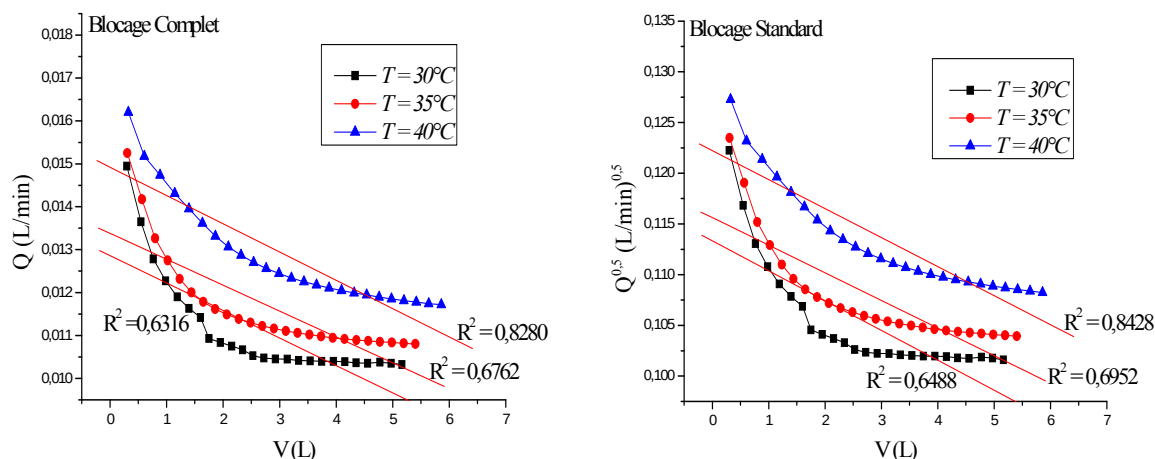


Figure III-29 : Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la T

Selon la figure III-27, quand la température augmente, le flux de perméat augmente aussi, si on passe de la température de 30°C à 40°C, le flux de perméat augmente de 9 %. La figure III-28 montre que la vitesse de colmatage diminue avec le temps, elle est très élevée dans les 100 premières minutes, les courbes sont presque identiques sauf la courbe de la température 30°C qui présente la valeur la plus élevée de la vitesse de colmatage.

Le modèle de Hermia (Figure III-29) confirme, que nous avons une filtration sur gâteau pour les trois valeurs de la température.

D'après Bilstad (1995) [76] l'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité de l'eau, et par conséquent une augmentation de la densité de flux de perméat, d'environ 3% par degré Celsius d'après Maurel (1998) [77]. Le taux de rétention diminue. En effet, la diffusivité de l'eau et des solutés augmente avec la température selon Girard et Fukumoto (2000) [78].

Donc nous avons des avantages à une température élevée tels que l'augmentation de flux et la diminution de colmatage, mais elle avait des inconvénients, notés par exemple l'augmentation de la diffusivité des solutés et des ions (NO_3^- , NO_2^- , PO_4^{3-}), perturber l'activité bactérienne, Selon Kouakou (2007) [94] les microorganismes nitrifiants présentent à une température optimale qui se situe entre 25 et 36°C.

III.4.6.4 Influence de la concentration en biomasse (LMSS)

L'accroissement de la concentration en biomasse crée des problèmes sur le flux de perméat et le colmatage de la membrane, pour ceci on a réalisé des expériences où la concentration en

biomasse égale à 3 g/L et 1.5 g/L, sachant que la vitesse d'écoulement égale à 4 m/s, la température est de 30°C et la pression transmembranaire vaut 0.8 bar.

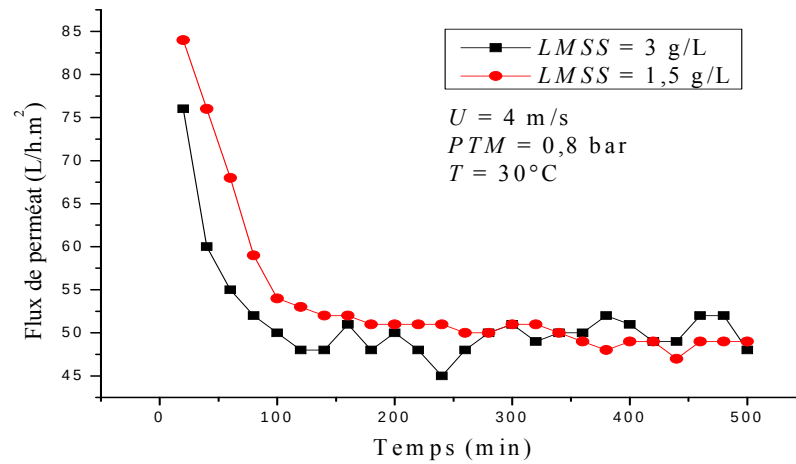


Figure III-30 : Evolution de flux de perméat en fonction du temps par différentes concentrations en biomasse

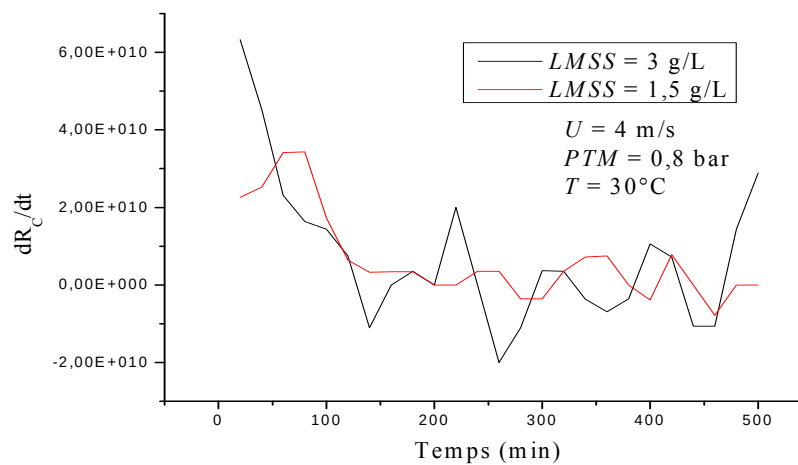


Figure III-31 : Evolution de la vitesse de colmatage en fonction du temps pour différentes concentrations en biomasse

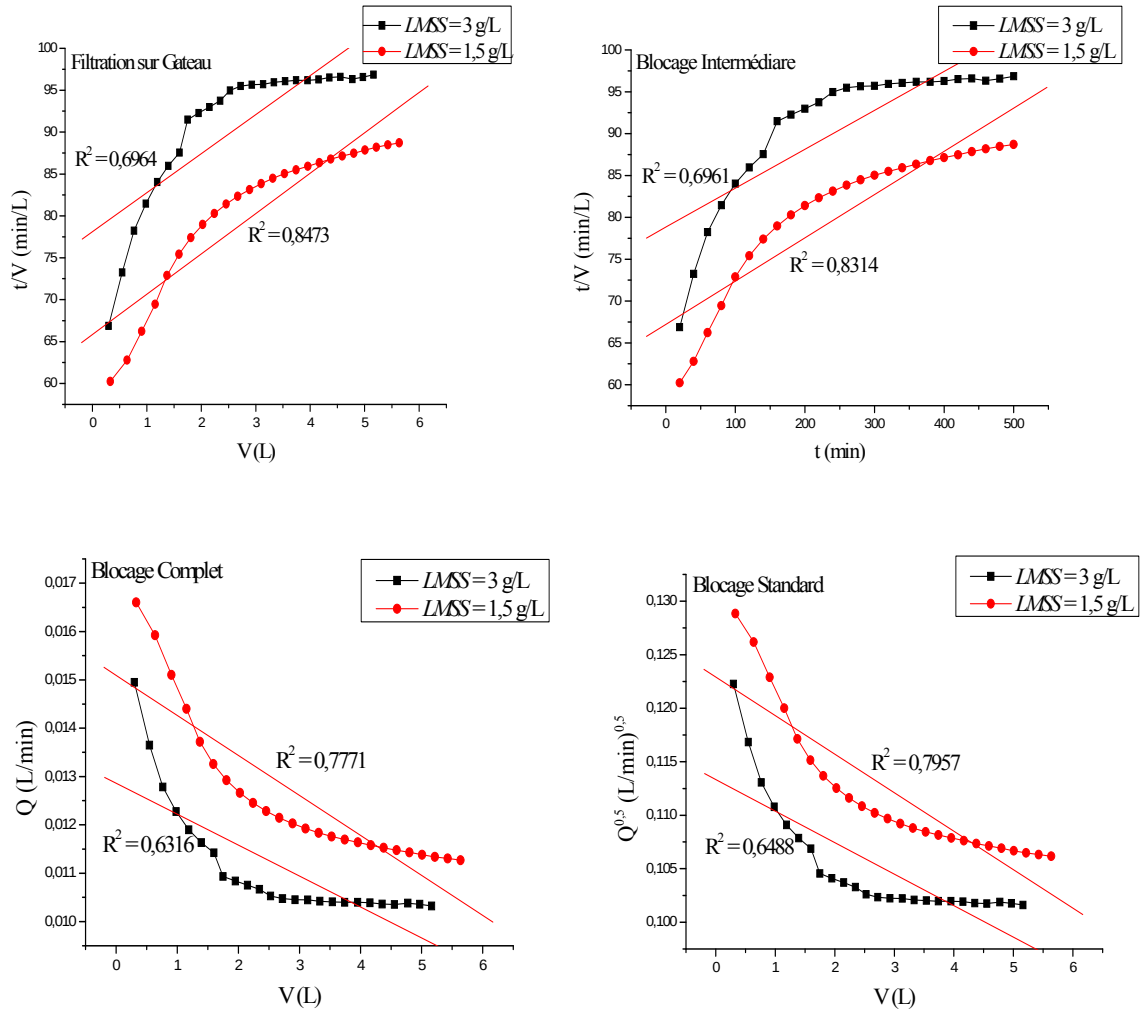


Figure III-32 : Représentation graphique de modèle de Hermia, influence de la concentration en biomasse

D'après la figure III-23 le flux de perméat à la concentration 1.5 g/L est important, le flux initial est de 84 L/h.m² décroît jusqu'à atteindre une valeur de 49 L/h.m², pour la concentration 3 g/L on remarque une légère diminution du flux avec une valeur maximale de 76 L/h.m², et une autre minimale de 48 L/h.m².

La figure III-24 montre la variation de la vitesse de colmatage en fonction de temps, on remarque que la vitesse de colmatage est élevée dans les premières 100 minutes pour la courbe de la concentration égale à 3 g/L. A la concentration 1.5 g/L, il y a une faible diminution de la vitesse de colmatage.

Le modèle de Hermia (Figure III-32) confirme, que nous avons une filtration sur gâteau pour les deux valeurs de $LMSS$.

D'après Wilén et al (2003) [26], les protéines sont les principaux composants de la biomasse. Elles représentent 40 %, suivies de 10 – 20 % de matériel polymérique. Selon Harscoatet (1998) [95], ces deux composants sont les responsables de la formation d'un gâteau sur les parois de la membrane. La filtration sur gâteau est un colmatage irréversible qui nécessite obligatoirement un lavage chimique de la membrane [29]. Donc d'après les courbes et les recherches de Wilén et Harscoatet, le travail à des concentrations en biomasse élevées engendre une diminution de flux, une augmentation de la vitesse de colmatage et forme un gâteau sur la membrane.

III.4.7 Effet de l'ajout d'une faible concentration de charbon actif en poudre (CAP) sur le flux de perméat et la DCO

Dans une période de 720 minutes, on effectue dans le BAM RE le test de l'influence de l'ajout d'une faible concentration de charbon actif sur le flux de perméat et la concentration en DCO, pour cette étude on doit réaliser trois expériences à concentration en charbon actif différente (2 mg/L, 4 mg/L et 8 mg/L).

Le charbon actif utilisé en poudre anticromos obtenu à partir de Ceca Italiana possède les caractéristiques suivantes selon le tableau III-13.

Tableau III-13 : Caractéristiques du charbon actif en poudre

Caractéristiques	Description
Surface spécifique (m^2/g)	600-800
Indice d'iode (mg/g)	760
Humidité (%)	15.6
Masse volumique (g/cm^3)	0.41
Granulométrie (refus sur un tamis d'ouverture de 20 μm)	85%

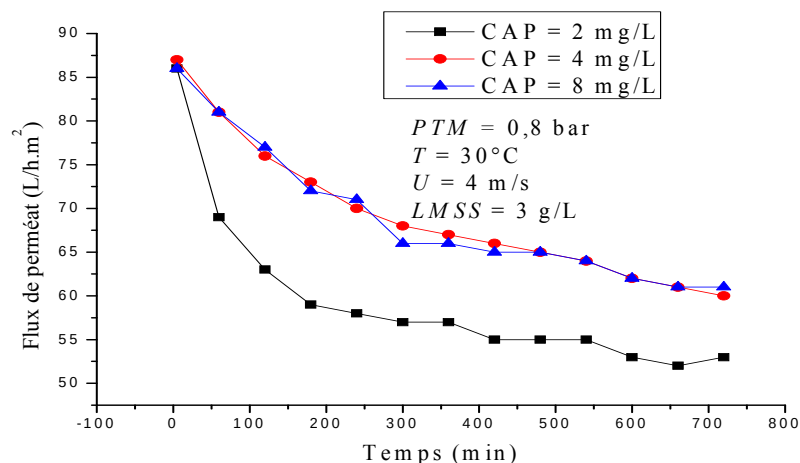


Figure III-33: Evolution de flux de perméat en fonction du temps aux différentes Concentrations en charbon actif

Tableau III-14 : Taux d'abattement de la DCO à différentes concentrations en charbon actif

[Charbon actif] (mg/L)	[DCO] de l'eau brute (mgO ₂ /L)	[DCO] de BAM RE (mg O ₂ /L)	TR BAM RE (%)
2	492	16	96.75
4	492	10	97.97
8	492	9	98.17

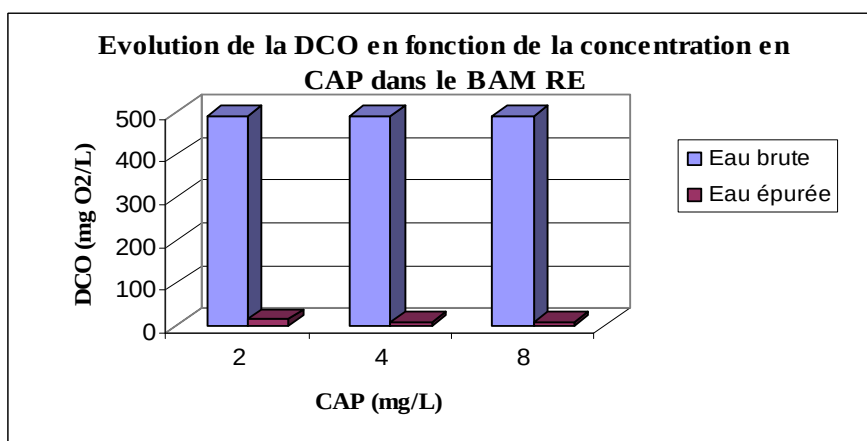


Figure III-34 : Evolution de la DCO en fonction de la concentration en CAP dans le BAM RE

La figure III-33 montre que, le flux de perméat diminue avec le temps, mais le flux arrive progressivement à une valeur constante en fonction de la concentration en charbon actif. Si, la concentration en charbon actif augmente, le flux de perméat augmente. On remarque aussi

que les courbes des concentrations 4 et 8 mg/L sont presque identiques, donc il n'est pas intéressant de travailler à des concentrations supérieures à 4 mg/L. A la concentration en charbon actif de 2 mg/L, le flux de perméat a une grande chute par rapport à la concentration de 4 mg/L. D'après le tableau III-14, le taux d'abattement de la DCO par la présence de charbon actif est important, il est d'environ 98 % pour des concentrations de 4 et 8 mg/L en CAP.

Le pouvoir adsorbant du charbon actif est utilisé en traitement des eaux usées pour réduire la DCO et couleur résiduelle. L'adsorption est un phénomène physique de fixation de molécule sur une surface. La surface du solide accessible au soluté doit en conséquence être maximale. Dans les charbons activés, la surface d'adsorption ou surface spécifique est de 600 à 1 700 m²/g de charbon. Le phénomène d'adsorption est influencé par la structure des molécules, leur solubilité, leur concentration et le pH du milieu.

Tous les corps dissous ne sont pas adsorbables ou le sont plus ou moins bien. Les quantités de produit adsorbé varient de moins de 0,01 g à maximum 0,3 g par gramme de charbon.

Le phénomène d'adsorption permet de retenir des pollutions organiques solubles et des métaux lourds. Les colorants métallifères et acides sont bien éliminés, les colorants au soufre ou en dispersion colloïdale ne le sont que moyennement.

L'adsorption se pratique par adjonction de charbon en poudre soit directement dans le réacteur de boues activées, soit en traitement tertiaire en amont d'un filtre ou d'un décanteur. Le système fonctionne alors en charbon perdu.

III.4.7.1 Conclusion

D'après nos résultats et à partir des travaux de Remy et al (2009) [101], l'effet de l'ajout d'une faible concentration de CAP dans le bassin d'aération a eu comme conséquences :

- une amélioration de flux de perméat d'environ 10 %,
- une diminution du dépôt de gel sur la surface membranaire,
- une légère augmentation de la qualité perméable,
- une forte augmentation de la période de filtration sans colmatage, significatif au flux élevé,

III.5 Etude bactériologique

III.5.1 Identification bactériologique de la biomasse par microscope optique

L'observation microscopique a été effectuée au niveau du laboratoire des Sciences de Génie des procédés Industriels, par un microscope optique de marque OLYMPUS EUROPA GMPH possédant un appareil photo.

Méthode d'observation :

- ✓ Prélever un échantillon pendant la période d'aération
- ✓ Préparer une lame pour l'observation à l'état frais et une pour les colorations
- ✓ Observation en contraste de phase à l'objectif X10 ou X20 :
 - Structure du floc, quantité, cohérence
 - Quantité de filaments (Indice filamenteux)
 - Type de Protozoaires (estimation quantitative)
 - Critères morphologiques (X40)

Les micro-organismes prédateurs existent dans la biomasse sont :

III.5.1.1 Amibe Proteus

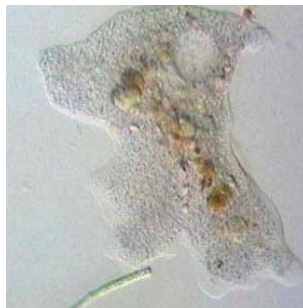


Figure III-35 : Amibe proteus

Application lors de phases transitoires et plus précisément lors d'une amélioration du fonctionnement de l'installation.

Leur présence est souvent corrélée à une bonne oxygénation et presque toujours à un bon traitement du carbone.

III.5.1.2 Coleps

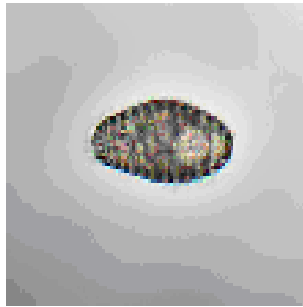


Figure III-36 : Coleps

Sa présence en nombre important indique une installation fonctionnant à faible charge avec une oxygénation satisfaisante, plutôt une bonne efficacité de la nitrification et dans tous les cas un bon traitement du carbone.

III.5.1.3 Digononta



Figure III-37 : Digononta

Très fréquent dans les boues activées ; passagèrement dominant sur des installations sous chargées.

Présent dans des boues de faible charge et d'âge élevé (15 jours au minimum), mais quel que soit le degré de traitement de l'installation.

III.5.1.4 Tokophrya



Figure III-38 : Tokophrya

Présent quel que soit le degré d'épuration du système.

III.5.1.5 Vorticelle

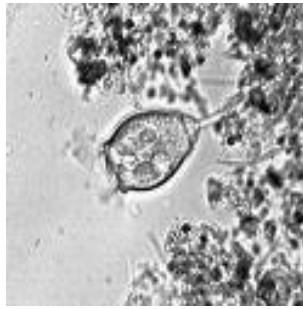


Figure III-39 : Vorticelle

Leur présence n'est pas liée à un domaine de charge particulier. Ces espèces sont relativement fragiles à l'apport de toxiques et à un manque d'oxygénation. On les observe sur des installations où l'oxygène est donc plutôt présent en permanence.

C'est un indicateur d'une efficacité épuratrice correcte.

D'une manière générale, la longueur du pédoncule est en relation avec le degré de traitement : plus le pédoncule est long, plus le traitement est meilleur.

III.5.1.6 Vaginicola

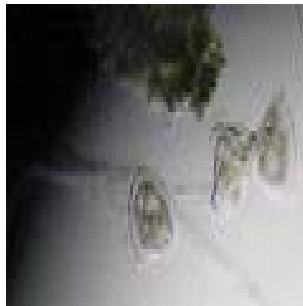


Figure III-40 : Vaginicola

Développement périodique sur des installations fonctionnant à faible charge dont les effluents traités sont de bonne qualité.

Vaginicola indique un système bien oxygéné dont le processus de nitrification est performant.

III.5.1.7 Epistilys

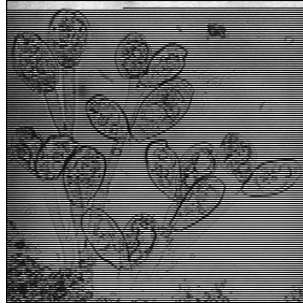


Figure III-41 : Epistilys

Leur présence est associée à un fonctionnement correct et stable de l'installation. Leur développement est corrélé à de longues périodes d'anoxie associées dans l'ensemble à une fourniture d'oxygène suffisante.

En bassin unique, c'est un indicateur d'effluents traités de très bonne qualité.

III.5.1.8 Nématode

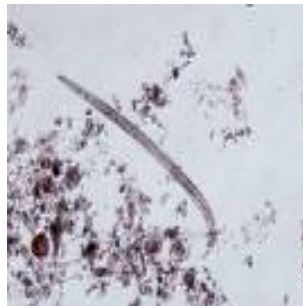


Figure III-42 : Nématode

Ils peuvent être présents en faible quantité dans tous les types d'installation, quel que soit le taux de charge ; assez résistants à la sous aération du milieu.

Leur présence n'est pas défavorable au processus épuratoire.

On ne peut pas les considérer comme un indicateur de la qualité du traitement. Par contre, en densité importante, ils sont le signe de dépôts dans le bassin d'aération.

III.5.2 Détermination de la constante de croissance logarithmique μ et le volume de bassin d'aération

Dans un bac en plexiglas de dimension 30.30.30 cm³, on verse 20 L d'eaux usées ensuite on inocule la concentration en biomasse jusqu'à 3 g/L (la même eau usée et la même boue activée utilisées dans le BAM RE), et on met le tout sous agitation et sous aération pendant 24 heures.

D'un moment à l'autre on fait un prélèvement pour calculer la concentration en DBO₅ suivant le tableau ci – dessous.

Tableau III-15 : Evolution de la DBO₅ au cour du temps

Temps d'aération (h)	DBO ₅ (mg O ₂ /L)
0	397
0.5	350
2	305
4	210
8	100
16	50
24	1

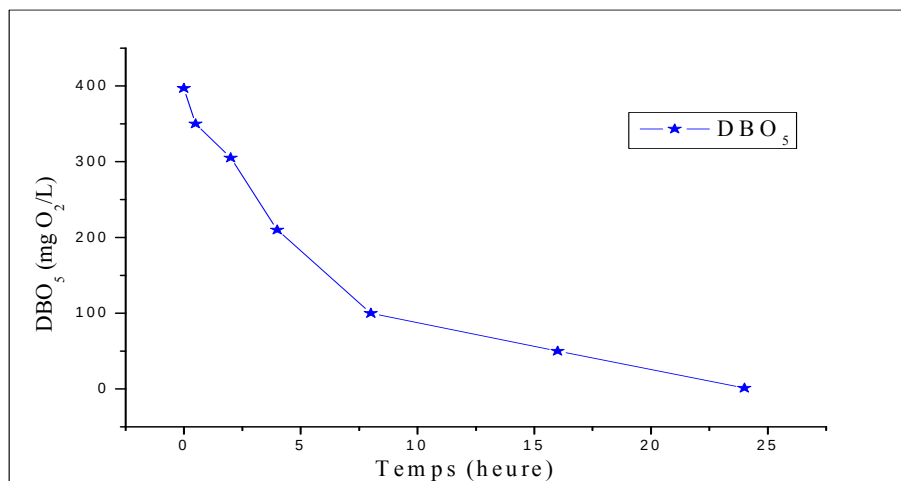


Figure III-43 : Evolution de la DBO₅ en fonction du temps

Au début et à la fin de l'expérience on calcule la concentration en MVS, notée X_0 pour le début, et X_f pour la fin.

On a $X_0 = 400$ mg/L, et $X_f = 719$ mg/L.

Donc on peut calculer le coefficient de rendement cellulaire a_m :

$$a_m = (X_f - X_0) / (S_0 - S) \quad \text{Equation III-7}$$

Soit : $a_m = 0.80$

En suite on doit faire les calculs présentés dans le tableau suivant :

Tableau III-16 : Détermination de $\ln(1 + (a_m (S_0 - S)/X_0))$

S	$S_0 - S$	$a_m (S_0 - S)/X_0$	$\ln(1 + (a_m (S_0 - S)/X_0))$
350	47	0,09	0,09
305	92	0,18	0,17
210	187	0,38	0,32
100	297	0,60	0,47
50	347	0,70	0,53
1	396	0,80	0,59

On fait le tracé $\ln(1 + a_m.(S_0 - S)/X_0) = f(t)$.

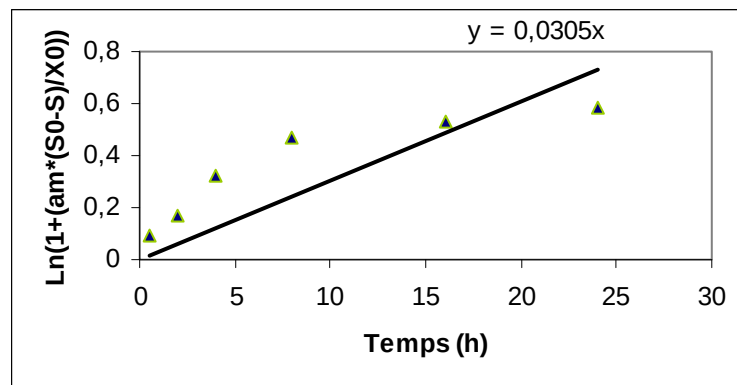


Figure III-44 : Détermination de la constante de croissance logarithmique

La valeur de la constante de croissance logarithmique μ représente la valeur de la pente de la droite.

$$\mu = 0.0305 \text{ h}^{-1}$$

Les valeurs données par la littérature sont de l'ordre de 0.03 à 0.13 [21], donc notre valeur est acceptable, si on désire connaître le volume du bassin d'aération en utilisant la valeur de μ , le mode de calcul suivant peut être retenu :

On a pour la station de Aïn Benian les valeurs caractéristiques suivants

Débit à l'entrée $Q = 40000 \text{ m}^3/\text{j}$, y (taux de rendement) = 0.7872, Concentrations des boues recyclées $X_r = 1000 \text{ mg/L}$

Le taux de recyclage est alors :

$$r = \frac{X_0}{X_r - X_0} \quad \text{Equation III-8}$$

Soit : $r = 0.67$

En tenant compte de la DBO₅ recyclée, la DBO₅ du mélange est

$$S'_0 = \frac{S_0 \cdot 1 + r(S_0 - S_0 \cdot y)}{1 + r} \quad \text{Equation III-9}$$

Soit $S'_0 = 271.99 \text{ mg O}_2/\text{L}$

La DBO₅ à éliminer devient $S_e = 187.51 \text{ mg O}_2/\text{L}$ en portant ces valeurs dans l'équation :

$$\mu t = \log\left(1 + \frac{a_m S_e}{X_0}\right) \quad \text{Equation III-10}$$

Temps de réaction = 10.44 h

Le volume du bassin d'aération est alors $V_{BA} = 17402.72 \text{ m}^3$

Comparant avec le volume du bassin d'aération théorique de Aïn Benian, qu'est de 17000 m^3 , donc les résultats sont presque identiques.

III.5.3 Conclusion

La valeur de μ permet donc de déterminer les dimensions du bassin d'aération. Elle ne peut, cependant, être obtenue qu'en laboratoire. On fait une estimation en admettant, pour une installation fonctionnant en continu, que la variation de la masse bactérienne ne diffère pas de plus de 10 à 15 % de sa valeur moyenne, pour un temps t suffisamment courte.

Conclusion générale

Cette étude a pour objectif de comparer les performances épuratrices du procédé bioréacteur à membrane et celles du procédé conventionnel à boues activées lors du traitement d'une même eau résiduaire urbaine. Et cela pour confirmer l'aptitude du bioréacteur à membrane à réaliser une meilleure épuration d'eau usée et à obtenir une meilleure qualité traitée.

Le bioréacteur à membrane constitue une alternative au procédé à boue activée classique. Plus particulièrement à l'étape de décantation qui représente le point faible de ce type de traitement. L'association d'une dégradation biologique à une filtration sur membrane permet une élimination poussée de la DCO, de la DBO, des MES et d'autres éléments.

A cet effet, un bioréacteur pilote mettant en œuvre une membrane d'ultrafiltration a été alimenté avec une eau résiduaire urbaine provenant de la station d'épuration de Aïn Benian. La durée de l'étude sur le BAM RE s'est étendue sur une période de 8 jours mettant en œuvre les conditions opératoires suivantes : la concentration en biomasse égale à 3 g/L, la pression transmembranaire est de 0.8 bars, la vitesse de circulation de la suspension à filtrer vaut 4 m/s et sous une température de 30°C. De plus, plusieurs autres expériences ont été faites afin de connaître : l'influence de la variation des conditions opératoires sur le flux de perméat et le colmatage, l'effet de l'ajout de charbon actif, comment réaliser des essais de dénitrification et l'identification de la composition bactérienne de la biomasse.

Dans les conditions opératoires précédentes, le BAM RE a un taux de rétention de 97.19 % pour la DCO, 98.21 % pour la DBO₅, 90.82 % pour l'ammonium ainsi que 99.91 % pour les MES. Alors que le système à boues activées classique, utilisée dans la station d'épuration de Aïn Benian, n'a permis d'éliminer que 90.77 % de la DCO, 92.17 % de la DBO₅, 73.05 % de l'ammoniaque et 97.65 % des MES.

Nous pouvons donc conclure que le bioréacteur à membrane est plus performant que le procédé à boues activées pour éliminer la pollution carbonée et azotée ainsi que les MES. Grâce à la sélectivité remarquable de la membrane mise en œuvre dans le BAM RE, ce procédé permet de réaliser une meilleure épuration de l'eau usée et d'obtenir une meilleure qualité d'eau traitée pour ces mêmes paramètres.

Pour les nitrates et les nitrites, les meilleurs résultats sont celles obtenus dans le BAM RE, mais d'après l'expérience de nitrification-dénitrification, l'ajout d'une zone d'anaérobie est indispensable pour réduire la concentration en nitrites et surtout en nitrates.

Durant la période de l'étude sur le BAM RE, le flux du perméat a subi une baisse d'environ 50% de sa valeur initiale, néanmoins les valeurs atteintes durant les derniers jours de l'étude sont restées acceptables.

Le changement des conditions opératoires affecte considérablement le flux de perméat et la vitesse de colmatage. D'après nos résultats, l'élévation de la *PTM*, la température ou la vitesse de circulation augmente le flux de perméat et diminue la vitesse de colmatage, ainsi que la diminution de la concentration en biomasse conduit au même effet. L'ajout d'une faible concentration de charbon actif au BAM RE augmente le flux de perméat et empêche la formation du gâteau sur la membrane qu'est le type de colmatage existant selon le modèle de Hermia, en plus, le charbon actif par son pouvoir adsorbant réduit la DCO.

Nous pouvons donc conclure que le colmatage est le point faible de la filtration membranaire, pour cela plusieurs expériences sont réalisées pour réduire ce phénomène. Donc d'après nos études nous pouvons affirmer que la meilleure configuration de BAM RE est la suivante :

- une zone d'anaérobie est indispensable pour la dénitrification ;
- l'ajout d'une faible concentration de charbon actif pour réduire le colmatage (formation du gâteau) et diminuer la concentration en DCO ;
- l'ajout d'une faible concentration de coagulant FeCl_3 pour faciliter la précipitation des PO_4^{3-} ;
- travailler à une température de 25 – 30°C ; si la température est supérieure à 30°C la diffusivité du soluté augmente et l'activité bactérienne est perturbée, si non ($T < 25^\circ\text{C}$) la viscosité augmente donc le flux de perméat devient faible et la vitesse de colmatage augmente.
- travailler à une vitesse de circulation de 4 m/s ; l'augmentation de la vitesse de circulation ($> 4 \text{ m/s}$) induit une diminution dans la distribution de la taille des floes et une consommation énergétique élevée. La diminution de la vitesse de circulation favorise la formation du gâteau sur la membrane et accroît la vitesse de colmatage.
- travailler à une *PTM* de 2 bar ; Plus la *PTM* est importante, plus le flux de perméat est élevé et la vitesse de colmatage est amortie.

Recommandations

- ✓ Une étude plus longue (plus de 50 jours) sur le bioréacteur à membrane serait nécessaire pour bien mettre en évidence l'effet du temps de séjours des boues sur le processus de nitrification. En effet un fonctionnement plus long du BAM RE, pourrait permettre le développement des bactéries à croissance lente (*Nitrosomonas*) en proportion suffisante et permettre ainsi une élimination poussée de l'ammonium
- ✓ L'enchaînement de bassin anaérobie et aérobie ou l'utilisation d'une aération intermittente serait envisageable pour déterminer le potentiel du bioréacteur à éliminer les nitrates et le phosphate
- ✓ L'ajout d'un coagulant serait envisagé pour aboutir à une meilleure élimination des ortho-phosphates, et ensuite réduire le colmatage de la membrane
- ✓ L'utilisation d'un module membranaire de plusieurs membranes serait nécessaire pour augmenter le flux de perméat, diminuer le colmatage et gagner l'énergie électrique
- ✓ L'utilisation d'un réservoir équipé d'une pompe péristaltique pour alimenter le bassin d'aération et l'ajout d'un capteur de niveau seraient indispensables

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] Zhang, K. (2004). "Understanding Biofouling in Membrane Bioreactors Treating Synthetic Paper Wastewater." Thesis Master of Science, University of Cincinnati, China.
- [2] Van Dijk, L., Roncken, G. C. G. (1997). "Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of art and new developments." *Water Science and Technology*. 35, 35-41.
- [3] Oerther, D. B. (1998). "Application of molecular tools for the analysis of biological foaming in activated sludge." *Civil and Environmental Engineering*. Urbana, University of Illinois at Urbana-Champaign, 92.
- [4] Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Stensel, H. D. (2001a). "Suspended growth biological treatment processes." *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. New York, McGraw-Hill Comp, 854.
- [5] Gander, M., Jefferson, B., Judd, S. (2000). "Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: A review with cost considerations." *Separation & Purification Technology*. 18(2), 119-130.
- [6] Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Stensel, H. D. (2001b). "Issues related to treatment plant performance." *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Metcalf and Eddy. New York, McGraw-Hill Company.
- [7] Metcalf., Eddy, Inc. (2003). "Wastewater Engineering, Treatment and Reuse." Fourth Edition.
- [8] Van kaam, R. (2005). "Bioréacteurs à membranes immergées pour le traitement d'eaux usées domestiques : Influence des conditions de filtration et de l'hydrodynamique sur les performances du procédé." Thèse de doctorat, INP de Toulouse, France.
- [9] Gray N. F. (1990). "Activated Sludge: Theory and practice." Oxford University Press, New York.
- [10] Metcalf., Eddy. (1991). "Wastewater Engineering, Treatment, disposal, Reuse." McGraw-HILL, Inc. New York. 378-403.
- [11] Chiemchaisri, C., Wong, Y. K., Urase, T., Yamamoto, K. (1992). "Organic stabilization and nitrogen removal in membrane separation bioreactor for domestic wastewater treatment." *Wat. Sci. Tech*. 25.
- [12] Winnen, H., Suidan, M. T., Scarpino, P. V., Wrenn, B., Cicek, N., Urbain, V., Manem, J. (1996). "Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight compounds." *Wat. Sci. Tech*. 34, 261-167.
- [13] Trouve, E., Urbain, V., Manem, J. (1994). "Treatment of municipal wastewater by a membrane bioreactor: results of semi – industrial pilot – scale study." *Wat. Sci. Tech*. 30, 151 – 157.
- [14] Urbain, V., Benoit, R., Manem, J. (1996). "Membrane bioreactor: a new treatment tool." *J. AWWA*. 88, 75 – 86.
- [15] Muller, E. B., Stouthamer, A. H., van Verseveld, H. W., Eikelboom, D. H. (1995). "Aerobic domestic waste water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross – flow filtration." *Wat. Res*. 29, 1179 – 1189.
- [16] Manem J. and Sanderson R. (1996) *Membrane Bioreactors*. In *water treatment: Membrane Processes*. McGraw – Hill, Inc. New York. 17.1 – 17.31.
- [17] Trouve, E., Dupont, C., Huyard, A., Manem, J. (1994b). "Cost of anaerobic treatment of wastewater on membrane bioreactors: optimal filtration device." *Proceeding of the 7th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Cape Town, South Africa. 567 – 576.
- [18] Gander, M., Jefferson, B., Judd, S. (2000). "Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations, *Separation Purification Technology*. 18, 119-130
- [19] *Memento technique de l'eau*. (2005). tome 1 dixième édition dégrément suez, Chapitre 4 : processus élémentaires du génie biologique en traitement de l'eau.

- [20] Pelmont, J. (2005). "Biodégradations et métabolismes : les bactéries pour les technologies de l'environnement." Collection Grenoble Sciences, France.
- [21] Gaïd, A. (1984). "Épuration biologique des eaux usées urbaines." Tome 1, office des publications universitaires.
- [22] Canler, J. P., Perret, J. M. (1999). "Aide au diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées." Cemagref Editions, France
- [23] Wanner, J. (2003). "Control of activated sludge filamentous bulking." Operation and control of modern activated sludge processes by microscopic analysis, Perugia, Italy, IWA.
- [24] ASCE, W. (1998). "Design of municipal wastewater treatment plants." Vol 2. USA.
- [25] Pitter, P., Chudoba, J. (1990). "Biodegradability of organic substances in the aquatic environment." Florida, CRC Press, USA.
- [26] Wilén, B. M., Jin, B. et Lant, P. (2003). "The influence of key chemical constituents in activated sludge on surface and flocculating properties." *Wat. Res.* 37, 2127-2139.
- [27] Védry, B. (1987). "L'analyse écologique des boues activées." Paris, Segetec, France.
- [28] Painter, H. A. (1970). "A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms." *Wat. Res.* 4(6), 393-450.
- [29] Stensel, H. D., Bernard, J. L. (1992). "Principles of biological nutrient removal in design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal." Lancaster, P.A., Technomic publishing Co. Inc.
- [30] Rastak, C. H., Kooi, B. W., Verseveld, H. W. (1994). "Biomass reduction and mineralization increase due to ciliate *Terahymena pyriformis* grazing on the bacterium *Pseudomonas fluorescens*." *Wat. Sci. Technol.* 29(7), 119-128.
- [31] Lim, A.L., Bai, R. (2003). "Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater." *J. Membr. Sci.* (216), 279-290.
- [32] Wisniewski, C., Grasmick, A. (1998). "Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling." *Colloids and Surfaces* 138, 403-411.
- [33] Kim, J.S., Lee, C.H., Chang, I.S. (2001). "Effect of pump shear stress on the performance of a crossflow membrane bioreactor." *Wat. Res.* 35(9), 2137-2144.
- [34] Cho, B. D., Fane, A.G. (2002). "Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor." *J. Membr. Sci.* 209(2), 391-403.
- [35] Jenkins, D., Richard, M.G., Daigger, G.T. (2003). "Manual on causes and control of activated sludges bulking, foaming and other solids separation problems." Lewis publishers, USA.
- [36] Higgins, M., Novak, J.T. (1997a). "Dewatering and settling of activated sludges: the use for using cation analysis." *Wat. Environ. Res.* 69, 225-232.
- [37] Sobock, D.C., Higgins, M.J. (2002). "Examination of three theories for mechanisms of cation-induced bioflocculation." *Wat. Res.* 36, 527-538.
- [38] Lee, N. M., Welander, T. (1996). "Use of protozoa and metazoa for decreasing sludge production in aerobic wastewater treatment." *Biotech. Lett.* 18(4), 429-434.
- [39] Low, E.W., Chase, H.A. (1999). "Reducing production of excess biomass during wastewater treatment." *Wat. Res.* 33(5), 1119-1132.
- [40] Brook, T. D., Madigan, M.T. (1993). "Microbiología ." Naucalpan de Juárez, Prentice Hall, México.
- [41] Suzuki, I. (1974). "Mechanisms of inorganic oxidation and energy coupling." *Annu. Rev. Microbiol.* 28, 85 – 101.
- [42] Drozd, J. W. (1976). "Energy coupling and respiration in *Nitrosomonas europaea*." *Arch. Microbiol.* 110, 257 – 262.
- [43] Jianlong, W., Ning, Y. (2004). "Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions." *Process Biochem.* 39 (10), 1223-1229.

- [44] Hollocher, T. C., Tate, M. E., Nicholas D. J. D. (1981). "Oxidation of ammonia by *Nitrosomonas europaea*." *J. Biol. Chem.* 256, 10834 – 10836.
- [45] Rees, M., Nason, A. (1966). "Incorporation of atmospheric oxygen into nitrite formed during ammonia oxidation by *Nitrosomonas europaea*." *Biochim. Biophys. Acta.* 113, 398 – 401.
- [46] Dua, R. D., Bhandari, B., Nicholas, D. J. D. (1979). "Stable isotope studies on the oxidation of ammonia to hydroxylamine by *Nitrosomonas europaea*." *FEBS Lett.* 106, 401 – 404.
- [47] Wood, P. M. (1986). "Nitrification as a bacterial energy source." In : Prosser J.I. (ed.), *Nitrification*, IRL Press, Washington, DC. 39- 62.
- [48] Hooper, A. B., Terry, K. R. (1979). "Hydroxylamine oxidoreductase of *Nitrosomonas* production of nitric oxide from hydroxylamine." *Biochim. Biophys. Acta.* 571, 12 – 20.
- [49] Bock, E., Koops, H. P., Harms, H., Ahlers, B. (1991). "The biochemistry of nitrifying microorganisms." In : Variations in autotrophic life, Shively, J.M et Barton, L.L (ed.), Academic Press.
- [50] Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. L. C., Arvin, E. (1996). "Waste water treatment : biological and chemical processes." Springer, 55-85.
- [51] Bock, E., Koops, H. P., Harms, H. (1986). "Cell biology of nitrifying bacteria." In : *Nitrification*, Prosser J.J. (ed.), IRL Press, Oxford.
- [52] Meincke, M., Bock, E., Kastrau, D., Kroneek, P. M. H. (1992). "Nitrite oxidoreductase from *Nitrobacter hamburgensis* : redox centers and their catalytic role." *Arch. Microbiol.* 158, 127– 131.
- [53] Cheryan, M. (1998). "Ultrafiltration and Microfiltration Handbook." Lancaster, PA : Technomic Publishing Co.
- [54] Daufin, G., Rene, F., Aimar, P. (1998). "Les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire." Lavoisier Tech & Doc.
- [55] Remigy, J.C., Desclaux, S. (2006). "Filtration membranaire (OI, NF, UF) : présentation des membranes et modules." *Technique de l'ingénieur*, 1-20.
- [56] Berland, J. M., Juery, C. (2002). "Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau." Document Technique FNDAE N°14 Office International de l'Eau SNIDE.
- [57] Tchobanoglous, G., David Stensel, H., Burton Franklin, L. (2003). "Advanced wastewater treatment, Water Engineering: Treatment and reuse." Fourth edition, Metcalf and Eddy.
- [58] Koller, E. (2001). "Séparation par membranes." *Génie chimique, l'usine nouvelle*, Edition Dunod Paris.
- [59] Jimmy, L., George, E., Keller, II. (2001). "Procédés de séparation Techniques, sélection, dimensionnement." Dunod, Paris.
- [60] Simon Judd With Claire Judd *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*
- [61] Espinasse, B. (2003). "Approche théorique et expérimentale de la filtration tangentielle de colloïdes : flux critique et colmatage." Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse III.
- [62] Defrance, L., Jaffrin, M. Y. (1999). "Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment." *Journal of Membrane Science.* 152, 203-210.
- [63] Field, R. W., Wu, D., Howell, J. A., Gupta, B. B. (1995). "Critical flux concept for microfiltration fouling." *Journal of Membrane Science.* 100, 259-272.
- [64] Maurel, A. (1993). "Techniques séparatives à membranes : osmose inverse, nanofiltration, ultrafiltration, microfiltration tangentielle – Considérations théoriques." *Techniques de l'Ingénieur*, 1-24.

- [65] Mémento technique de Peau. (1995). "Les filtres, Tome 2." Edition de cinquantenaire. Dixième édition, Paris.
- [66] Brun, J. P. (1993). "Procédé des séparations par membranes, Transport Techniques membranaires Applications." Edition tecnip, paris.
- [67] Hermia, J. (1982). "Constant pressure blocking filtration laws-Application to power-law non-Newtonian fluids." Trans. I. Chem. E 60, 183-187.
- [68] Aimar, P., Sanchez, V. (1989). "Le colmatage des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration." Belgian Journal of food chemistry and biotechnology. 44203-213.
- [69] Mendret, J. (2007). "Mise au point de méthodes de caractérisation du colmatage de membranes : application à caractérisation in situ d'un dépôt particulaire en ultrafiltration frontale en lien avec les performances du procédé."
- [70] Blanpain-Avet, P., Fillaudeau, L., Lalande, M. (1999). "Investigation of mechanisms governing membrane fouling and protein rejection in the sterile microfiltration of beer with an organic membrane." Trans IChemE, Vol 77, Part C
- [71] Mohammadi, T., Kazemimoghadam, M., Saadabadi, M. (2003). "Modelling of membrane fouling and flux decline in reverse osmosis during separation of oil in water emulsions." Desalination. 157, 369-375.
- [72] Bouhabila, E H. (1999). "Épuration d'eaux usées par un bioréacteur aéré à membranes immergées." Thèse de doctorat, INSA, Toulouse, France.
- [73] Rios, G. M., Rakatoarisa, H. (1987). "Basic transport mechanisms of ultrafiltration in the presence of fluidized particules." j.mem.sci, 34, 331-343
- [74] Milisic, V., Bersillon, J. L. (1986). "Anti-fouling techniques in cross-flow microfiltration." Filtration and Separation. 23, N°6, 347-349.
- [75] Jaffrin, M. Y., Gupta, B. B. (1988). "Filtration tangentielle par débit pulsé : Bilan énergétique." Congrès FILTRA, oct., Paris, 492-505. France.
- [76] Bilstad, T. (1995). "Nitrogen separation from domestic wastewater by reverse osmosis." Journal of Membrane Science. 102, 93-102.
- [77] Maurel, A. (1998). "Osmose inverse in: Les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire." Daufin, G., René, F., Aimar, P. Paris, Lavoisier - Tec & Doc. 68-85.
- [78] Girard, B., Fukumoto, L. R. (2000). "Membrane processing of fruit juices and beverages: a review." Critical Reviews in Biotechnology. 20, 109-175.
- [79] Allègre, C., Moulin, P., Maisseu, M., Charbit, F. (2004). "Savings and re-use of salts and water present in dye house effluents." Desalination. 162, 13-22.
- [80] Jenkins, D., Richard, M.G., Daigger, G.T. (1986). "Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming." Water Res. Commision, Pretoria, 165p.
- [81] CTGREF. (1979). "Etude expérimentale des décanteurs secondaires." CTGREF (Paris). Etude n°45, p 80.
- [82] Huang, X., Gui, P., Qian, Y. (2001). "Effect of sludge retention time on microbial behavior in a submerged membrane bioreactor." Process Biochemistry. 36, 1001-1006.
- [83] Pollice, A., Laera, G., Blonda, M. (2004). "Biomass growth and activity in a membrane bioreactor with complete sludge retention." Water Research. 38, 1799-1808.
- [84] Liu, R., Huang, X., Chen, L., Wen, X., Qian, Y. (2005). "Operational performance of a submerged membrane bioreactor for reclamation of bath wastewater." Process Biochemistry. 40, 125-130.
- [85] Han, S. S., Bae, T. H., Jang, G. G., Tak, T. M. (2004). 'Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system." Process Biochemistry

- [86] Rosenberger, S., Laabs, C., Lesjean, R., Gniss, R., Amy, G., Jekel, M., Schrotter, J.C. (2006). "Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance wastewater treatment." *Water Research*. 40, 205-212.
- [87] Kimura, K., Hara, H., Watanabe, Y. (2004). "Removal of pharmaceutical compounds by submerged membrane bioreactors (MBRs) Conference on Membranes in drinking and industrial water production." November 19.
- [88] ACEF Sud-Nord. "Conception et dimensionnement des stations d'épuration à boues activées." Office International de l'Eau.
- [89] Grady, L. C. P., Daigger, G. T., Lim, H. C. (1999). "Biological Wastewater Treatment." New York, Marcel Dekker Inc.
- [90] Rodier, J. (1978). "Analyses chimiques et physicochimiques de l'eau." Edition Dunod, Paris.
- [91] Palm, J. C., Jenkins, D. (1980). "Relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration sludge settleability in the completely mixed activated sludge process." *Journal of Water Pollution Control Federation*. Vol 52, n°10, 2484-2506.
- [92] Edeline, F. (1988). "L'épuration biologique des eaux résiduaires : Théorie et Technologie." 3ème édition, Technique et Documentation, Paris, France.
- [93] Wisniewski, C., Grasmick, A., Leon Cruz, A. (2000). "Critical particle size in membrane bioreactors: Case of a denitrifying bacterial suspension." *Journal of Membrane Science*. 178, 141-150.
- [94] Kouakou, E. (2007). "Etude de la nitrification partielle d'eaux ammoniacales dans un bioréacteur à membranaire." Thèse de doctorat, Université de Liège, Belgique
- [95] Harscoat, C. (1998). "Extraction d'exo polysaccharides à partir de moûts de fermentation par microfiltration tangentielle : Influence des conditions de fermentation et de filtration sur le colmatage et la récupération." Thèse de doctorat, Université de Compiègne, France.
- [96] Savary, P. (2003). "Guide des analyses de la qualité de l'eau." Edition TechniCités, Paris.
- [97] Journal officiel de la république algérienne (JORA). (1993). "Annexe des valeurs limites maximales des paramètres de rejet des installations de diversement industrielles. n°46, juillet.
- [98] Moores, C.W. (1972). "The badger co. Wastewater biotreatment: What it can and cannot do." *Chem. Eng.* 25, 63-66.
- [99] Stricot, M., Filali, A., Lesage, N., Spérandio, M., Cabassud, C. (2009). "Side-stream membrane bioreactors: influence of stress generated by hydrodynamics on floc structure, supernatant quality and fouling propensity." *Water Research*. 10, 10-16.
- [100] Sandeep, S. (1997). "Transient permeate flux analysis, cost estimation, and design optimization in crossflow membrane filtration." Thesis Doctor of philosophy, University of Rice, USA.
- [101] Remy, M., Van der marel, P., Zwijnenburg, A., Rulkens, W., Temmink, H. (2009). "Low dose powdered activated carbon addition at high sludge retention times to reduce fouling in membrane bioreactors." *Water Research*. 43, 345-350.

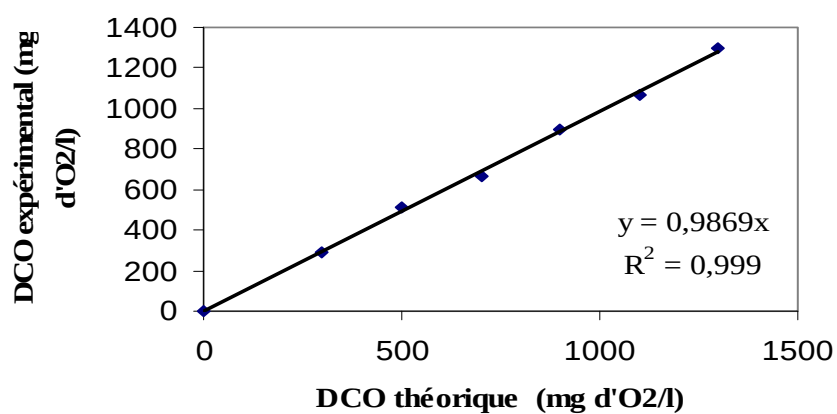
Annexes

Méthodes d'analyse

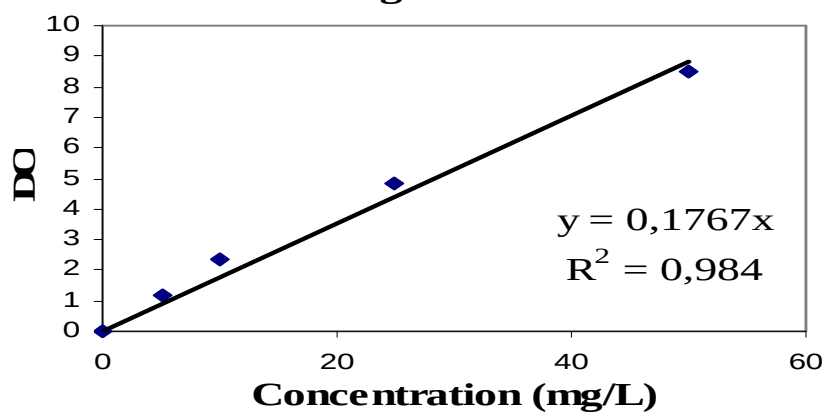
Paramètres	Méthodes
Demande biologique en oxygène	Méthode manométrique
Demande chimique en oxygène	Méthode au dichromate de potassium
Ammonium	Méthode potentiométrique
Nitrites	Méthode par spectrophotométrie d'absorption moléculaire
Nitrates	Méthode au salicylate de sodium
Ortho phosphates	Méthode colorimétriques

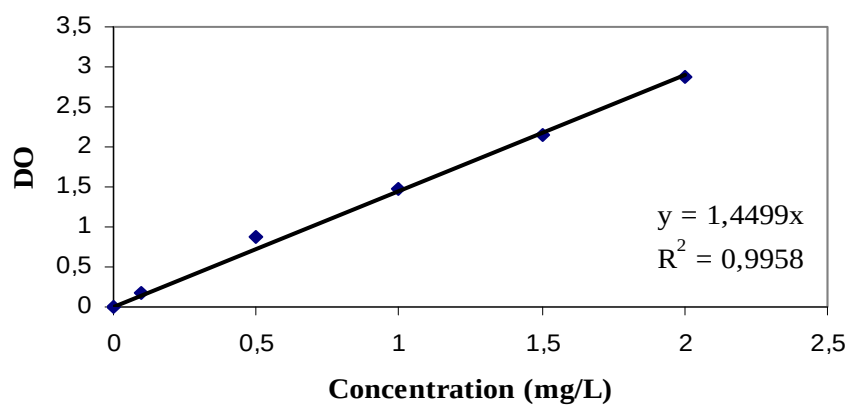
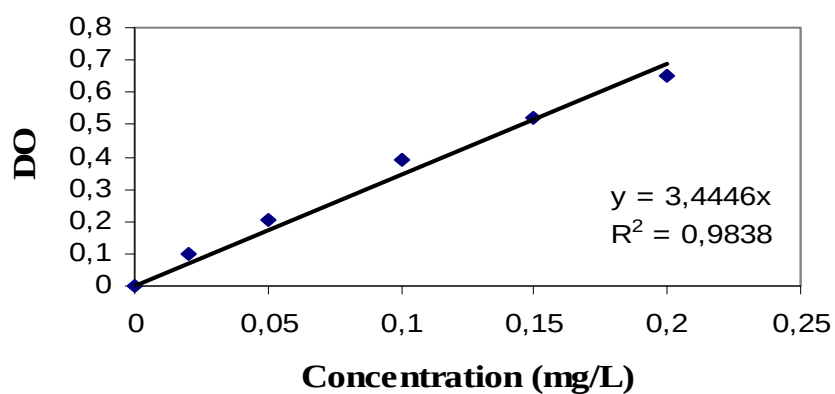
Les courbes d'étalonnage

Courbe d'étalonnage DCO



Courbe d'étalonnage des Nitrates



Courbe d'étalonnage des Ortho phosphates**Courbe d'étalonnage des Nitrites**

Annexe des valeurs limites maximales des paramètres de rejet d'après le journal officiel de la république algérienne (JORA, 1993)

Paramètres	Unité	Valeurs maximales
Températures	C°	30
pH		5.5 à 8.5
CE	µS/cm	2500
MES	mg/L	30
DBO ₅	mg O ₂ /L	40
DCO	mg O ₂ /L	120
Nitrates	mg/L	80
Nitrites	mg/L	0.1
Ortho-phosphates	mg/L	2
Cyanures	mg/L	0,1
Aluminium	mg/L	5
Cadmium	mg/L	0.2
Chrome 3 ⁺	mg/L	3
Chrome 6 ⁺	mg/L	0.1
Fer	mg/L	5
Manganèse	mg/L	1
Mercure	mg/L	0.01
Nickel	mg/L	5
Plomb	mg/L	1
Cuivre	mg/L	3
Zinc	mg/L	5
Huiles et Graisses	mg/L	20
Hydrocarbures	mg/L	20
Phénols	mg/L	0,5
Solvants organiques	mg/L	20
Détergents	mg/L	2
Tensio-actifs anioniques	mg/L	10