République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université de Médéa

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés et Environnement



Thèse de Doctorat en Sciences

Option : Génie des Procédés

Présentée par :

Ladeg Soufyane

Ingénieur d'état en Génie Mécanique de l'Université de Médéa
Magister en Génie Mécanique de l'Université de Médéa

Thème :

Utilisation des procédés membranaires dans le traitement d'effluents liquides. Étude expérimentale et théorique

Soutenue devant le jury :

Abdellah Alhadj A.	PR	Univ-Médéa	Président
Mellal Mounir	MCA	USTHB	Examinateur
Megateli Smail	MCA	Univ-Blida	Examinateur
Moulai-Mostefa N.	PR	Univ-Médéa	Directeur de Thèse
Ding Luhui	PR	Univ-Compiègne (France)	Invité

2017-2018

Remerciements

Au terme de ce travail de thèse, je tiens à remercier, en premier lieu, Allah qui m'a donné la santé, la patience et le courage pour bien mener cette recherche.

Ce travail de recherche a été réalisé en deux parties. La partie expérimentale a été réalisée au sein du Laboratoire Transformations Intégrées de la Matière Renouvelable (TIMR) à l'Université de Technologie de Compiègne (France) sous la responsabilité du Professeur Luhui Ding. Les deux parties simulation et calcul théorique ont été réalisées au sein du laboratoire Matériaux et Environnement (LME) à l'université de Médéa.

Mes remerciements vont tout d'abord à mon Directeur de thèse, Monsieur Moulai-Mostefa Nadji, Professeur à l'université de Médéa, pour m'avoir confié ce travail, pour ses encouragements, sa rigueur et pour m'avoir soutenu tout au long du parcours de préparation de cette thèse.

Je tiens aussi à remercier l'équipe de recherche du laboratoire TIMR de l'UTC et en particulier le Professeur Luhui Ding et le Docteur Zunzhu Zhou, pour leur accueil chaleureux au sein de leur équipe ; Ils m'ont offert toutes les conditions pour réaliser l'étude expérimentale.

Je remercie également les membres du laboratoire LME à l'Université de Médéa où j'ai réalisé la majeure partie de mon travail, sans oublier le Directeur du laboratoire, le Professeur Mohamed Krea.

Je suis extrêmement reconnaissant envers Monsieur Aissa Ould-Driss, Professeur à l'UTC pour m'avoir aidé et orienté dans le calcul théorique du colmatage des membranes.

Je remercie également Monsieur Abdellah Alhadj A, Professeur à l'université de Médéa, pour avoir accepté de présider le jury et pour ses conseils. Mes vifs remerciements vont également à Monsieur Megateli Smail, Maitre de conférence à l'université de Bilda 1 et à Monsieur Mellal Mounir, Maitre de conférence à l'USTHB, pour l'intérêt qu'ils ont porté à ce travail et pour avoir accepté d'être examinateurs dans le jury de ma thèse.

Enfin je tiens à remercier Campus France pour avoir financé mes stages à l'UTC.

ملخص:

تم دراسة سلوك الترشيح وتراجع التدفق مع معامل انسداد الترشيح بمساعدة مرشح ديناميكي ومقارنته مع أداء وحدة ترشيح اخرى (Amicon800). لقد استعملت منهجية سطح الاستجابة، المستندة إلى ثلاثة مستويات ومتغيرين، للحصول على أفضل تركيبة ممكنة من معدلات القص والضغط المطبق عبر غشاء نافذ لأقصى معدل الترشيح والحد الأدنى من استهلاك الطاقة المحدد. وقد تمت دراسة أداء التدفق في وحدة ترشيح المزود بقرص يدور بسرعات مختلفة باستخدام حساب عددي بمساعدة الحاسوب (CFD). ومن أجل دراسة تأثير هندسة السطوح، تم استخدام قرص سلس وقرص مجهز بالشفرات. أظهرت النتائج أن الزيادة في سرعة دوران القرص تسبب زيادة في شدة الضغط والقص على سطح الغشاء. وقد وجد أيضا أن وجود شفرات على سطح القرص له تأثير كبير في مضاعفة إجهاد القص.كما تم تقديم نموذج جديد يعتمد على القياس الكمي لسمك طبقة الترسب على سطح غشاء نموذج القرص الدوار. وبصورة أدق، تمت دراسة واستقرار طبقة الترسب العليا لجزيئات كربونات الكالسيوم($CaCO_3$) . حددنا عامل الاحتكاك المناسب للطبقة العليا من سمك كعكة الترشيح والذي يمكن ان يساهم في تحديد بناء السمك الفعلي لكعكة الترشيح.

الكلمات المفتاحية: عصير الهندباء (شيكوري) , الترشيح الفائق, القرص الدوار, الحد الأمثل, منهجية الاستجابة السطحية , النفايات السائلة للألبان ,CFD (النمذجة العددية) .

Abstract

Filtration behaviour, flux decline and fouling coefficient of assisted dynamic filtration (RDM) were investigated and compared with the performance of normal stirred filtration unit (Amicon 800). Response surface methodology (RSM) based on three levels and two variables was employed to obtain the best possible combination of trans-membrane pressure and shear rate for maximum average flux and minimum specific energy consumption. A performance of flow inside a rotating disk filtration module was studied using computational fluid dynamics (CFD). In order to investigate the influence of surface geometry, a smooth disk and a disk equipped with vanes were used. The obtained results showed that an increase in rotating velocity leads to an increase in the pressure and shear stress at the membrane surface. It was also found that the presence of vanes on the surface of disk has a great effect on the shear stress. A new model based on the quantification of the thickness of the cake layer on the rotating disk model membrane surface was presented. More precisely, the stability of the upper layer of cake deposition has been studied and modeled. We have determined the adequate friction factor of the top layer of the thickness of the cake which can build the actual thickness of the cake, calculating the normal stress to the top layer of the cake and permeate flux using CFD results (Shear stress, pressure).

Keywords: Chicory Juice; Ultrafiltration; Rotating disk; Optimization; Response surface methodology (RSM); Dairy effluent; CFD.

Résumé

Le comportement à la filtration, le déclin du flux et le coefficient de colmatage de la filtration assistée par une membrane à disque rotatif (RDM) ont été étudiés et comparés par rapport à la performance d’une unité de filtration de type Amicon 800. La méthodologie des surfaces de réponses (RSM), basée sur trois niveaux et deux variables, a été utilisée pour obtenir la

meilleure combinaison possible du taux de cisaillement et de la pression transmembranaire pour l'obtention d'un débit moyen maximal et une consommation d'énergie spécifique minimale. Les performances du flux de filtration dans un module RDM ont été évaluées en utilisant un calcul numérique assisté par ordinateur (CFD). Afin d'étudier l'influence de la géométrie de surface, un disque lisse et un disque équipé d'ailettes ont été utilisés. Les principaux résultats obtenus ont montré qu'une augmentation de la vitesse de rotation entraîne une augmentation de la pression et du cisaillement sur la surface de la membrane. On a également constaté que la présence d'ailettes sur la surface du disque a un grand effet sur la contrainte de cisaillement. En parallèle, un nouveau modèle basé sur la quantification de l'épaisseur de la couche du gâteau formé sur la surface de la membrane du modèle RDM a été présenté. Plus précisément, la stabilité de la couche supérieure du dépôt de particules à la surface a été étudiée et modélisé. On a déterminé le facteur de frottement adéquat de la couche supérieure qui peut présenter l'épaisseur réelle du gâteau, en calculant la contrainte normale à la couche supérieure du gâteau et le flux de perméat en utilisant des résultats de CFD (contraintes de cisaillement, pression).

Mots-clés: Jus de chicorée; Ultrafiltration; Disque rotatif; Optimisation; Méthodologie de surface de réponse (RSM); Effluent laitier; CFD.

NOMENCLATURE

C	Concentration	(g L^{-1})
C_0	Concentration en soluté au sein de la solution	(g L^{-1})
C_m	Concentration en soluté à la paroi de la membrane	(g L^{-1})
C_g	Concentration du gel sur la membrane	(g L^{-1})
D	Coefficient de diffusion des particules	(m^2 s^{-1})
d_p	Diamètre du particule	(m)
e	Épaisseur (hauteur) ailette	(mm)
ΔE	Force elctromotrice	(Volt)
F_n	Force de traînée normale	(N)
F_r	Force critique	(N)
F_t	Force de traction	(N)
J	Flux de perméat	(L h^{-1} m^{-2})
J_{ai}	Flux de perméat au début de filtration	(L h^{-1} m^{-2})
J_{af}	Flux de perméat à la fin de filtration	(L h^{-1} m^{-2})
J_{lim}	Flux limite de perméat	(L h^{-1} m^{-2})
K	Coefficient de transfert de matière	(m s^{-1})
M	Masses	(kg)
N	Contrainte normale	(Pa)
N_m	Vitesse de rotation disque métallique	(tr min^{-1})
P_c	Pression périphérique	(Pa)
P_d	Puissance électrique du moteur	(W)
P(r)	Pression locale au rayon r	(Pa)
P_0	Pression à vitesse de rotation nulle (DR)	(Pa)
P_{tm}	Pression Transe-membrane	(Pa)
Q_f	Débit de perméat	(m^3 h^{-1})
r	Rayon local	(m)
R_c	Résistance au colmatage	(m^{-1})
r_c	Résistance spécifique d'une couche de gâteau	(m^{-1})
R_d	Rayon du disque tournant	(m)
Re_d	Nombre de Reynolds du disque	(-)
Re_r	Nombre de Reynolds local	(-)
R_m	Résistance intrinsèque de la membrane	(m^{-1})

S	Surface de membrane	(m^2)
t	Temps	(min)
T	Températures	(°C ou K)
T_a	Nombre de Taylor	(-)
v	Vitesse du fluide	($m\ s^{-1}$)
V_c	Volume d'alimentation de concentré	(m^3)
V_f	Volume d'alimentation initial	(m3)
V_p	Volume total de perméat	(m^3)
w_{os}	Vitesse d'oscillation	($m\ s^{-1}$)
γ	Taux de cisaillement	(s^{-1})
γ_m	Taux de cisaillement moyen sur la membrane	(s^{-1})
γ_w	Taux de cisaillement à la paroi	(s^{-1})
γ_{lm}	Taux de cisaillement moyen en régime laminaire	(s^{-1})
γ_{tm}	Taux de cisaillement moyen en régime turbulent	(s^{-1})
$\Delta\boldsymbol{\pi}$	Différence de pression osmotique	(Pa)
δ	Épaisseur de dépôt	(mm)
ε	Porosité de la couche de dépôt	(/)
μ	Viscosité dynamique	(Pa s)
μ_f	Coefficient de frottement entre la particule et la membrane	(/)
υ	Viscosité cinématique	($m^2\ s^{-1}$)
τ_l	Contrainte de cisaillement en régime laminaire	(Pa)
τ_{rad}	Contrainte de cisaillement radiale	(Pa)
τ_t	Contrainte de cisaillement en régime turbulent	(Pa)
τ_{tg}	Contrainte de cisaillement tangentielle	(Pa)
ρ	Masse volumique	($kg\ m^{-3}$)
ω	Vitesse angulaire	($rad\ s^{-1}$)

ABREVIATIONS

CA	Membrane très mince d'acétate de cellulose
CAB	Acétate butyrate de cellulose
CFF	Ceramic Foam Filter (Filtre en mousse céramique)
D	Dialysis (Dialyse)
DBO_5	Demande biologique en oxygène pour une période de cinq (5) jours
DCO	Demande chimique en oxygène
Df	Diafiltration
DRM (RDM)	Disque Rotative à Membrane (Rotating Disk Membrane)
EDTA	Ethylène-Diamine-Tétra-Acétate
EPS	Exopolysaccharides
GS	Gaz Séparation
HD	Hémodialyse
kDa	KiloDalton
MBR	Membranes Bioréacteurs
MES	Matière en suspension
MF	MicroFiltration
MSD	MultiShaft Disk
NF	NanoFiltration
OI	Osmose Inverse
PAN	Polyacrylonitrile
PEF	Pulsed electric field
PH	Potentiel d'hydrogène
PV	Pervaporation
PVB	Polyvinyl Butyral
PVDF	Polyvinylidene fluoride
PP	Polypropylene
PS	Polysulfones
PV	Pervaporation
TFC	Membrane composite de film mince
TMP (PTM)	Trans Membrane Pressure (Pression Trans Membranaire)
UF	UltraFiltration
VRR(RRV)	Ration de réduction de volume
VSEP	Système à membrane vibrante

Listes des figures

Figure I.1 : Principe du processus de filtration……..5
Figure I.2 : (A) Modèle de filtration frontale, (B) Évolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps……....8
Figure I.3 : (A) Mode de filtration tangentielle, (B) Évolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps..……....…..9
Figure I.4 : Processus membranaires (forces de conduite et plage de taille des applications)……..10
Figure I.5 : Principe de l'osmose inverse……11
Figure I.6 : Mécanismes de colmatage des membranes poreuses..……....17
Figure I.7 : Modélisation de la polarisation (théorie du film). ……...20
Figure I.8 : Principales méthodes pour réduire la polarisation de concentration et le colmatage……..23
Figure I.9 : Diagramme schématique de la membrane tubulaire avec bouleau……...26
Figure I.10 : Profils de vitesse du flux pulsé pour différentes ondulations……..…...27
Figure I.11 : Illustration schématique d'une filtration régulière et d'un backpulsing…….….27
Figure I.12 : Structure de modules et équipements industriels du filtre Dyno…….…...29
Figure I.13 : Section transversale de Filtre dynamique à membrane de dimensions à l'échelle du laboratoire (DMF LAB6'")…….……..30
Figure I.14 : Schéma du module de disque rotatif de l'UTC avec disque équipé d'aubes.....31
Figure I.15 : Multidisque membrane tournante filtre (Spintek)……. …….32
Figure I.16 : Schéma de la série L du module de laboratoire VSEP à membrane unique oscillant autour de son axe vertical……...33
Figure I.17 : Schéma du pilote MSD. ……....34
Figure I.18 : Système OptiFilter™ CR 1000 dans une unité industrielle de récupération de Pigments de peinture…….35
Figure II.1 : Photo de l'équipement DRM……...42
Figure II.2 : Diagramme schématique de RDM (Disque rotatif à membrane) et les étapes de filtration frontale……...……43
Figure II.3 : Diagramme schématique de celle Amicon 8200…….44
Figure II.4 : Schéma de disque à ailettes utilisé dans le module à disque rotatif……..…..44
Figure II.5 : Comparaison de la diminution du flux entre unité Amicon et du RDM……..…48
Figure II.6 : Volume de filtration par rapport au temps de filtration. ……49

Figure II.7 : Évolution du flux lors de la filtration frontale assistée par RDM à différentes PTM (pression transmembranaire) et taux de cisaillement……..…….51
Figure II.8 : Représentation de probabilité normale des résidus…….54
Figure II.9 : Représentation des résidus par rapport à la réponse prédite……...54
Figure II.10 : Représentation de la réponse prédite par rapport à la valeur réelle…….....55
Figure II.11 : Réponses de surfaces (a) et parcelles de contour (b)…….56
Figure II.12 : Réponses de surface (a) et tracé de contour (b) de l'énergie spécifique en fonction du taux de cisaillement et de la PTM…….….57
Figure II.13 : Tracé des contours combinés des conditions optimales de filtration de RDM en fonction de la PTM et du taux de cisaillement……..……59
Figure III.1 : Modèles DRM expérimentaux et simulés……..65
Figure III.2 : Lignes de débit et champs de vitesse dans le quart d'un disque tournant dans un fluide initialement au repos……..……....66
Figure III.3 : Comparaison des distributions de pression le long du rayon de la membrane déduite par la simulation CFD avec des résultats théoriques et expérimentaux……...71
Figure III.4 : Profils de distribution de pression sur la surface de la membrane à une vitesse de rotation de 2000 tr/min et vitesse d'entrée de 0.017 m/s…….…….…73
Figure III.5 : Influence de la présence d'aubes et de la vitesse de rotation sur la variation de pression sur le rayon de la membrane……..…....74
Figure III.6 : Distribution de la vitesse du vecteur sur le volume de contrôle à une vitesse d'entrée de 0.017 m/s…….75
Figure III.7 : Effet de la présence d'aubes sur les profils de répartition de la contrainte de cisaillement à travers le rayon de la membrane à différentes vitesses de rotation…….....76
Figure III.8 : Profils de la répartition de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane à une vitesse de rotation de 2000 tr/min……...…..78
Figure III.9 : Effet de largeur des ailettes sur la contrainte de cisaillement en fonction du rayon de la membrane…….……..79
Figure III.10 : Profils de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane ; A) Disque avec des aubes de 4 mm de largeur, B) Disque avec des aubes de 1,2 mm de largeur……...80
Figure IV.1 : Évolution de divers paramètres à l'interface membrane-solution……..85
Figure IV.2 : Algorithme modèle utilisé pour estimer l'épaisseur du gâteau…….…….87
Figure IV.3 : Contraintes de cisaillement en fonction de rayon ; Ultrafiltration d'une suspension de $CaCO_3$.…… …….....88

Figure IV.4 : Variation de la pression en fonction du rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$……..89

Figure IV.6 : variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque avec ailettes ; μ_f = 0.1, 0.3; T = 25 °C).....90

Figure IV.7 : variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque avec ailettes ; μ_f = 0.03 et 0.05; T = 25 °C).....91

Figure IV.8 : Variation de pression en fonction de rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; disque rotatif sans ailettes ; T = 25 °C)……..92

Figure IV.9 : contrainte de cisaillement en fonction de rayon ; Ultrafiltration d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; disque rotatif sans ailettes ; T = 25 °C)……93

Figure IV.10 : Variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque sans ailettes ; μ_f = 0.1, 0.3; T = 25 °C)……....94

Figure IV.11 : Variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ; UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque sans ailettes ; μ_f = 0.03 et 0.05; T = 25 °C)…….....95

Figure IV.12 : Variation du flux en fonction de coefficient du frottement…….....96

Listes des tableaux

Table I.1 Étapes historiques de développement des procédés membranaires……..…..7

Table I.2 Polymères d'usage courant pour la production des membranes commerciales……16

Tableau I.3 Mécanisme de colmatage et sa base physique……..19

Tableau I.4 Exemples d'applications membranaires dans les procédés alimentaires……..36

Tableau II.1 Valeurs des variables indépendantes et leurs niveaux correspondants……...47

Tableau II.2 Matrice d'expériences…….……47

Tableau II.3 Coefficients de colmatage de la filtration assistée par RDM…….....50

Tableau II.4 Analyse de variance (ANOVA) pour le modèle RSM de débit moyen et énergie spécifique……..52

Tableau II.5 Valeurs prédites et expérimentales de la réponse dans des conditions optimales……...59

Table des matières

Introduction générale 1

Chapitre I : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE

I.1. Développement historique 5
I.2. Définitions et terminologie 7
I.2.1. Filtration frontale 8
I.2.2. Filtration tangentielle 9
I.3. Classification des procédés membranaires 9
I.3.1. Osmose inverse 10
I.3.2. Microfiltration 11
I.3.3. Ultrafiltration 11
I.3.4. Nanofiltration 11
I.4. Propriétés des membranes 12
I.4.1. Hydrophobicité 12
I.4.2. Charge 13
I.4.3. Rugosité 13
I.4.4. Taille des pores 13
I.4.5. Porosité et distribution de la taille des pores 14
I.5. Matériaux membranaires 14
I.6. Modules de filtration 15
I.7. Polarisation de concentration et colmatage 16
I.7.1. Blocage complet des pores 17
I.7.2. Blocage interne des pores 17
I.7.3. Blocage partiel des pores 18
I.7.4. Colmatage par dépôt de surface 18
I.8. Modélisation de la polarisation : théorie du film et modèle du gel 20
I.9. Modèle de pression osmotique 21
I.10. Modèle de résistances en séries (cake layer model) 22
I.11. Méthodes d'amélioration de la filtration membranaire 23
I.11.1. Nettoyage chimique 23
I.11.2. Nettoyage physique 24

I.11.3. Création d'instabilité 25
I.11.4 Backflushing et backpulsing 27
I.11.5. Écoulements diphasiques gaz-liquide 28
I.11.6. Champs électriques 28
I.11.7. Filtration dynamique 28
I.11.7.1. Systèmes multi-compartiment avec disques rotatifs ou rotors entre membranes fixes 29
I.11.7.2. Systèmes de filtration à disque tournant (RDM) 29
I.11.7.3. Systèmes à membranes tournantes 32
I.11.7.4. Systèmes à membranes vibrantes 32
I.11.7.5. Système de multi shaft disc (MSD) 34
I.11.7.6. Filtre à disque à un arbre 34
I.11.7.7. Système optifilter™ CR 34
I.11.7.8 Systèmes à cylindre rotatif 35
I.12 Applications des procédés membranaires dans l'industrie 35
I.12.1 Production alimentaire 35
I.12.2 Traitement des effluents industriels 37
I.12.3. Dessalement de l'eau de mer 37
I.13. Conclusions et positionnement du sujet 38

Chapitre II : ULTRAFILTRATION FRONTALE ASSISTÉE PAR UN DISQUE ROTATIF DU JUS DE CHICORÉE

II.1 Introduction 40
II.2 Extraction et purification de jus de chicoré 40
II.3 Matériels et méthodes 41
II.3.1 Module à disque rotatif 42
II.3.2 Montage expérimental 43
II.4 Paramètres calculés 44
II.5 Planification expérimentale 45
II.5.1 Introduction 45
II.5.2 Conception expérimentale par RSM 46
II.6 Résultats et discussion 48
II.6.1 Comparaison des deux modules de filtration 48
II.6.2 Détermination de la cinétique d'ultrafiltration par DRM 50

II.6.3 Analyse statistique 52
II.6.4 Effets de la PTM et du taux de cisaillement sur l'évolution du flux moyen et l'énergie spécifique 55
II.6.4.1 Flux moyen 55
II.6.4.2 Énergie spécifique 57
II.6.5 Optimisation et vérification 58
II.7 Conclusion 59

Chapitre III : SIMULATION DE LA DISTRIBUTION DE LA PRESSION ET DU TAUX DE CISAILLEMENT SUR LA SURFACE DE LA MEMBRANE DU DISQUE ROTATIF.

III.1 Introduction 62
III.2 Description du logiciel de CFD 63
III.3 Matériels et méthodes 64
III.3.1 Dispositif expérimental 64
III.4 Contexte théorique 65
III.5 Résultats et discussion 70
III.5.1 Distribution de pression 70
III.5.2 Répartition de la contrainte de cisaillement 76
III.5.3 Effets de la largeur des ailettes sur la pression et la contrainte de cisaillement 78
III.6 Conclusion 80

Chapitre IV : MODÉLISATION ET SIMULATION DU PHÉNOMÈNE DE COLMATAGE SUR LA SURFACE DE LA MEMBRANE DU DISQUE ROTATIF À L'AIDE DE CFD ET D'UNE ÉTUDE NUMÉRIQUE.

IV.1. Introduction 83
IV.2. Théorie 85
IV.3 Algorithme de calcul 87
IV.4 Résultats et discussion 87
IV.5 Conclusion 96
Conclusion générales et Perspectives 99
Références bibliographiques 102
Annexes 122

INTRODUCTION GENERALE

De nos jours, la demande sur la nourriture et l'eau propre nécessaire pour la vie augmente en parallèle avec le taux de croissance de la population mondiale. Ce taux de croissance a un prix sur notre planète terre, la pollution de l'air (dégagement de CO_2), la pollution des liquides utilisés dans différentes industries, qui ont été bâties pour satisfaire les besoins de l'humanité en nourriture, médicaments et en construction.

Le traitement des effluents liquides est un défi majeur pour les industriels et les collectivités qui doivent s'assurer de son innocuité avant leurs rejets dans la nature ou bien leur réutilisation. Par ailleurs, la législation actuelle en Algérie (Décret exécutif n°06-141) impose aux industriels des valeurs limites de certains paramètres (pH, Température, MES, DCO, DBO_5, huiles et graisses, métaux lourds) dans les effluents liquides.

Les procédés physico-chimiques pour l'élimination des polluants des effluents liquides, et la recherche de nouveaux procédés est indispensable pour venir à bout de certains polluants récalcitrants que les procédés classiques de traitement ne peuvent résoudre. Certaines industries recherchent toujours les meilleurs procédés de traitement qui consomment moins d'énergie et qui ont un bon rendement et qui sont faisables du point de vue technologique. Parmi ces procédés, on retrouve la filtration, l'électrocoagulation, le traitement biologique, la floculation et la coagulation.

Cependant, les procédés de filtration membranaire présentent un outil efficace et utile ; ils sont utilisés dans plusieurs industries manufacturières, comme l'industrie agroalimentaire, pharmaceutique, pétrochimique, épuration des eaux. Ainsi, la technologie de séparation par membranes offre une gamme très large de solutions industrielles économiques, opérationnelles et rentables.

Les procédés membranaires sont aujourd'hui utilisés comme une alternative aux procédés classiques de séparation industrielle tels que la distillation, la centrifugation et l'extraction, puisqu'ils offrent potentiellement les avantages d'une séparation hautement sélective, sans aucun auxiliaire, de fonctionnement à température ambiante, habituellement pas de changement de phase. Ils présentent d'autres avantages comme le fonctionnement automatique, l'exploitation économique aussi dans les petites unités, la construction modulaire et l'intégration simple dans les processus de production existants, ainsi que des coûts d'investissement et de fonctionnement relativement faibles.

La filtration est une opération par laquelle des particules solides sont séparées d'un liquide ou en forçant le mélange à travers un milieu poreux qui retient les particules.

On peut néanmoins se demander comment se fait ce procédé et quels sont ses avantages et inconvénients, quels sont les obstacles qui limitent cette technique de filtration membranaire ?

La pertinence de cette problématique s'est d'ailleurs confirmée au cours des travaux de la présente étude menés dans le but de trouver les réponses à ces questions ainsi que d'évaluer la réduction de la consommation d'énergie utilisé lors de la manipulation de ces procédés.

C'est en se fondant sur l'abondante bibliographie consacrée à la matière, et tout particulièrement sur "les procédés de filtration dynamique", qu'il fut possible de déterminer si notre étude expérimentale et théorique peut-elle dévoiler quelques nouvelles techniques utiles pour l'amélioration de cette procédure très utile en génie dans l'industrie environnementale et manufacturière. L'exploitation de ces sources devait permettre de répondre à une série d'interrogations inhérentes au sujet : comment on peut améliorer le flux de filtration membranaire ? est-ce que l'élimination de colmatage est possible par l'augmentation de la pression ou de la contrainte de cisaillement ?

Intitulé "Utilisation des procédés membranaires dans le traitement d'effluents liquides : Etude théorique et expérimentale ", cette thèse tend ainsi à démontrer que cette étude a permis de comprendre et optimiser les paramètres qui gouvernent le phénomène de séparation par membranes. Elle a permis de bien déceler les paramètres les plus importants qui contrôlent le procédé et permettent l'amélioration du rendement de filtration.

Après une première partie consacrée à l'étude bibliographique, relative aux procédés dynamiques de filtration membranaire ainsi l'établissement des modèles théoriques des flux de perméation et les facteurs limitant le flux de perméat de la microfiltration et l'ultrafiltration.

Dans le second chapitre, on a étudié l'ultrafiltration des solutions de chicoré par le procédé membranaire dynamique permettant en effet de comprendre et maître en évidence les paramètres qui améliorent la filtration et réduisent la consommation d'énergie en utilisant un modèle mathématique d'optimisation des paramètres de filtration.

Le troisième chapitre présente le calcul numérique par CFD de la pression, de la contrainte de cisaillement, et leur distribution sur la surface de la membrane. On a mis en évidence l'effet des ailettes sur l'amélioration de la pression, de la contrainte de cisaillement et par conséquent le flux de perméat.

Le quatrième chapitre présente une étude théorique sur la formation de dépôts à la surface de la membrane. Pour cela, on a utilisé une solution de carbonate de calcium ($CaCO_3$) comme fluide modèle pour l'évaluation de l'épaisseur de la couche de dépôt sur la surface de la membrane en utilisant les résultats de calcul déduits par CFD. Un nouvel organigramme de calcul a été proposé pour cette tâche ; il utilise des équations mathématiques et un modèle de calcul de flux de filtration moyen sur une surface circulaire de diamètre donné. Le calcul du flux moyen de filtration n'était pas possible à cause du paramètre dépendant de la résistance de la couche de dépôt et de la pression transmembranaire. Pour pallier à ce problème, on a utilisé la méthode de Rayman pour arriver à une valeur approchée de cette intégrale.

CHAPITRE I :

Synthèse bibliographique

Ce chapitre présente un bref récapitulatif de la littérature concernant les technologies utilisées dans le traitement des effluents liquides par filtration membranaire. Dans un premier temps, nous passerons en revue les différents procédés et les modèles de filtration, puis les techniques permettant de limiter la polarisation et le colmatage. Et finalement, nous présenterons les modèles usuels qui caractérisent ces phénomènes. Nous présenterons également les méthodes usuelles d'amélioration de la filtration.

I.1. Développement historique

Les techniques d'utilisation des processus membranaires à grande échelle ont commencé il y a seulement 40 ans. La première étude sur les phénomènes membranaires semble avoir été réalisée par Nollet en 1748 [1], c'était la première découverte de la technologie des membranes. Il a placé l'alcool éthylique dans un vaisseau dont l'entrée a été fermée par une vessie (animale) et immergée dans l'eau. Parce qu'il était plus perméable à l'eau (l'eau passe dans l'alcool mais jamais l'inverse) que l'alcool éthylique, la vessie a gonflé et parfois même éclaté, ce qui a démontré une semi-perméabilité pour la première fois. Il est rapporté par Rajindar [2], que Dutrechet a introduit le terme "osmose" en 1820 pour caractériser le flux spontané de liquide sur une barrière perméable.

En 1855, Fick [3] a publié ses lois phénoménologiques de diffusion que nous utilisons encore aujourd'hui comme une description de premier ordre de la diffusion à travers les membranes. Dans la même année, Fick a également préparé et étudié certaines des premières membranes semi-perméables artificielles. Ferry [4] rapporte que le premier travail expérimental du processus maintenant connu sous le nom d'ultrafiltration semble avoir été réalisé par Schmidt en 1856, qui a constaté que, lorsqu'une solution de protéine ou de gomme arabique a été filtrée à travers une membrane animale, le filtrat était moins concentré que la solution d'origine. En 1861, Graham [5] a signalé les premières expériences de dialyse avec des membranes synthétiques. Il a également démontré que les films en caoutchouc présentaient différentes perméabilités aux différents gaz. Après 30 ans, il est rapporté par Meyer [6] que Traube et Pfeffer ont préparé des membranes artificielles et leur travail avec des phénomènes osmotiques a conduit à une relation de pression osmotique bien connue de Van'tHoff [2,7]. Bechhold [8] a inventé le terme "ultrafiltration" en 1906, et Michaels [9] a lancé l'ultrafiltration (UF) moderne dans les années 1960.

Beaucoup de ces membranes pourraient être utilisées comme des filtres à particules ou moléculaires très fines. Les premières membranes synthétiques commerciales ont été développées par Bachmann et Zsigmondy [10] au début des années 1920 en Allemagne. Ces membranes de nitrocellulose microporeuse ont été utilisées pour des objectifs de laboratoire ainsi que pour la détection rapide des bactéries dans l'eau potable. Les membranes UF les plus serrées étaient fabriquées à partir de cellophane ou de cellulose régénérée. Les filtres à membrane ont été

commercialisés pour la première fois en 1927 par la société Sartorius en Allemagne utilisant le processus de Zsigmondy. Lonsdale [7] rapporte dans sa revue que l'osmose inverse (OI) a d'abord été observée et étudiée dans les années 1920 par Manegold. Cependant, elle est restée inaperçue jusqu'à ce qu'elle soit redécouverte par Reid et Breton [11] 30 ans plus tard. Ils ont démontré la faisabilité du dessalement d'eau de mer par OI à l'aide de films d'acétate de cellulose ; néanmoins, ils ont obtenu des flux de perméat très faibles. Par ailleurs, le premier phénomène pratique d'hémodialyse (HD)a été démontré en 1940 par Kolff [12].

Les étapes historiques de développement des procédés membranaires sont illustrées dans le Tableau I.1. Jusqu'en 1945, les membranes microporeuses étaient utilisées principalement pour éliminer les microorganismes et les matières particulaires provenant des flux gazeux et liquides, pour les études de diffusion et pour estimer la taille des macromolécules (ou particules) et de la forme (sphérique ou linéaire) [2].

Table I.1 Etapes historiques de développement des procédés membranaires [2,7]

Osmose	Abbe Nollet	1748
Loi de diffusion	Fick	1855
Dialyse, permeation des gaz	Graham	1861, 1866
Pression osmotique	Traube, Pfeffer, Van't Hoff	1860-1887
Membranes microporeuses	Zsigmondy	1907-1918
Loi de la distribution	Donnan	1911
Potentiel membranaire	Teorell, Meyer, Sievers	1930s
Hémodialyse	Kolff	1944
Membranes très minces	Sourirajan and Loeb	1959
Modèles de transport de membranes	Kedem, Katachalsky, Lonsdale, Merten, Pusch, Sourirajan	1960-1970
Elément de membranes enroulées en spirale	Westmoreland, Bray	1965-1970
Membrane OI à fibre creuse	Mahon, Hoehn et Milford	1965-1970
Membrane composite à film mince	Cadotte et Rozelle	1972

En 1959, Sourirajan et Loeb [13] ont découvert une méthode pour fabriquer une membrane très mince d'acétate de cellulose (CA) en utilisant la méthode d'inversion de phase. Il est rapporté par Rajindar [2] que Haven et Guy ont développé des membranes OI tubulaires au milieu des années

1960. À la fin des années 1960, Westmorel and et Bray [14,15] ont inventé le module enroulé en spirale, qui était plus efficace que le module tube-en-coquille. Cadotte et Rozelle [16] ont développé la soi-disant membrane composite de film mince (TFC, ou thin film composite) d'une nouvelle classe de matériaux à membrane au début des années 1970.

La fabrication des membranes polyamide en TFC est devenue la technologie de pointe et domine le marché actuel de l'osmose inverse (OI) et de la nanofiltration (NF). Bien que les membranes TFC soient plus coûteuses que les membranes CA, elles ont un flux plus élevé et, par conséquent, fonctionnent à une pression d'alimentation inférieure à celle des membranes CA. En outre, les membranes TFC ne sont pas biodégradables et ont un rejet plus élevé de la silice, du bore, des nitrates et des composés organiques que les membranes CA [2].

I.2. Définitions et terminologie

La séparation des matériaux (solides des liquides, liquides d'autres liquides, solides d'une taille provenant de solides d'une autre taille, gaz des liquides) est l'une des opérations fondamentales requises par les industries chimiques, alimentaires et de traitement des fluides connexes. Ces opérations comprennent l'adsorption, l'absorption, la distillation, l'évaporation, l'extraction, la filtration, l'échange d'ions, la décantation, et la chromatographie. Entre autres, chaque processus nécessite son propre équipement spécialisé et possède ses propres caractéristiques qui le rendent adapté à certaines applications, mais pas à d'autres [17].

Ces dernières années, la technologie des membranes a fait des incursions importantes dans plusieurs de ces opérations unitaires traditionnelles comme l'adsorption, la distillation et la filtration en particulier [18].

Une membrane est simplement une barrière physique de quelques centaines de nanomètres à quelques millimètres d'épaisseur, qui sous l'effet d'une force de transfert, le solvant pur peut passer tandis que d'autres molécules ou particules sont retenues (Figure I.1).

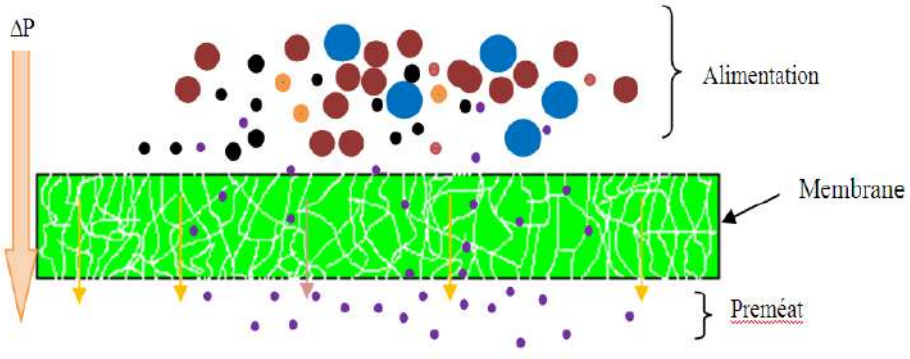


Figure I.1 : Principe du procédé de filtration

Les deux modes classiques d'opération sont la filtration tangentielle et la filtration frontale (Figure I.2-A et Figure I.3-A).

I.2.1. Filtration frontale

La filtration frontale est la plus simple à mettre en œuvre et la moins onéreuse ; son principe consiste à filtrer la solution perpendiculairement à la surface de la membrane. Le mode frontal produit une accumulation de toutes les particules sur la surface membranaire proportionnellement au débit, et par conséquence le débit de perméat devient trop faible lors de la filtration de solutions fortement colmatantes [19].

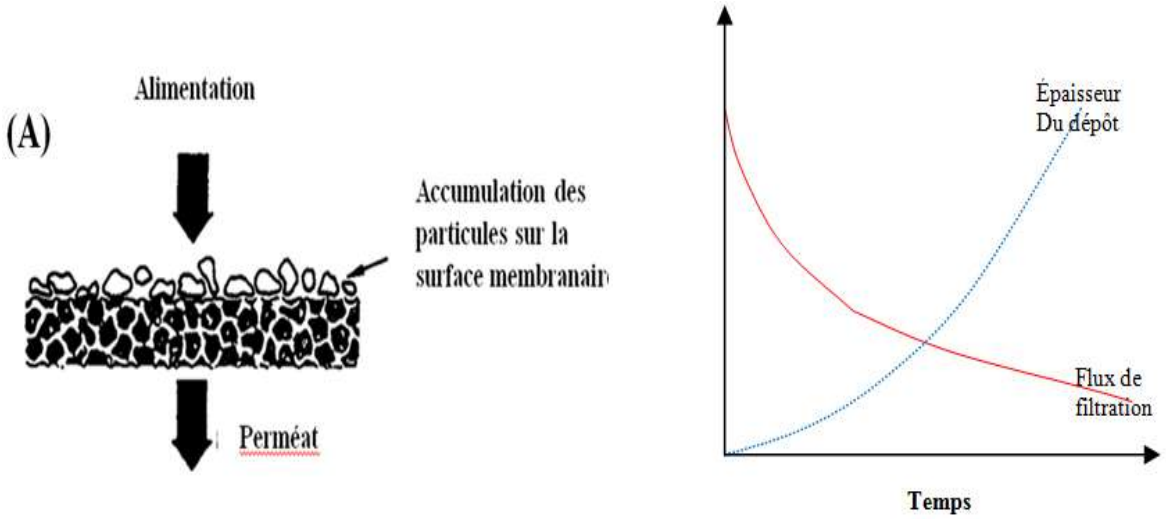


Figure I.2 : (A) Modèle de filtration frontale, (B) Évolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps [20]

Ce type de filtration permet essentiellement de filtrer de simples suspensions considérées comme faiblement colmatantes; elle est également utilisée pour concentrer une plus grande quantité de produit. Dans ce mode de filtration, on ne peut pas utiliser le lavage inverse à cause du blocage interne des pores. La filtration frontale est une technique qui nécessite un faible investissement, et des coûts énergétiques de fonctionnement faibles par rapport à la filtration tangentielle.

La filtration frontale a été utilisée le plus souvent pour la filtration médicale et de laboratoire. Zhu et al. [21] ont étudié la purification du jus de chicorée par ultrafiltration frontale, en utilisant l'unité Amicon 800 sous différentes pressions (1, 2 et 4 bars) et sous une agitation de 500 tr/min. Ils ont trouvé que l'augmentation de la PTM de 1 à 2 bars a augmenté le flux de filtration et la pureté du jus. Par ailleurs, le comportement de l'ultrafiltration des jus de chicorée obtenus a été décrit avec succès par le modèle de filtration avec le mécanisme de blocage intermédiaire.

I.2.2. Filtration tangentielle

En mode tangentiel, le fluide à filtrer circule parallèlement à la surface membranaire (Figure I.3-A) avec une vitesse moyenne (V), imposant ainsi un gradient de cisaillement à la surface de la membrane qui limite ainsi l'accumulation de matière, et passe à travers la membrane grâce à une différence de pression.

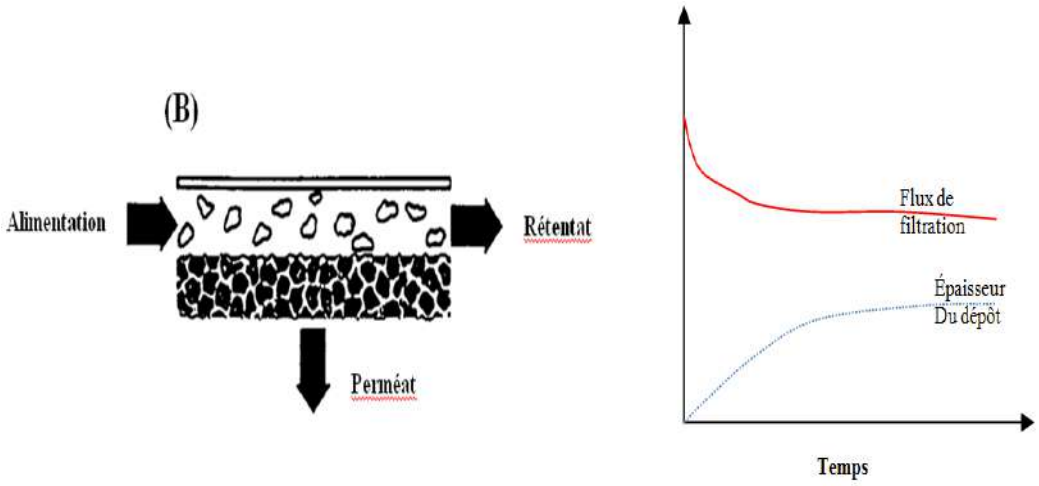


Figure. I.3 : (A) Mode de filtration tangentielle, (B) Évolution du débit et de l'épaisseur du dépôt en fonction du temps [20]

L'écoulement tangentiel est avantageux, il permet de réduire la formation du gâteau de filtration à la surface de la membrane lorsque le matériau retenu est susceptible de faire boucher la membrane [22,23]. Le fonctionnement de l'écoulement tangentiel n'est ni évident ni difficile, et une bonne compréhension des raisons de son utilisation est nécessaire pour comprendre ce mode de filtration membranaire [24]. L'efficacité de la filtration tangentielle dépend en grande partie de la capacité de la membrane à effectuer une filtration de surface efficace, en particulier lorsque des particules suspendues ou colloïdales sont impliquées.

Les avantages et la polyvalence de la filtration transversale résident dans le fait qu'elle répond à une large gamme d'objectifs de filtration [25].

I.3. Classification des procédés membranaires

Les procédés de séparation sur membrane peuvent être distingués en fonction des forces de transfert mises en œuvre. Ainsi, les membranes permettent de traiter une grande variété de fluides contenant des espèces allant des ions ou des sels à la filtration conventionnelle (filtre à sable). Les séparations membranaires ne sont pas une technologie unique, mais elles diffèrent par la méthodologie utilisée et le degré de séparation qui peut être effectué (Figure I.4).

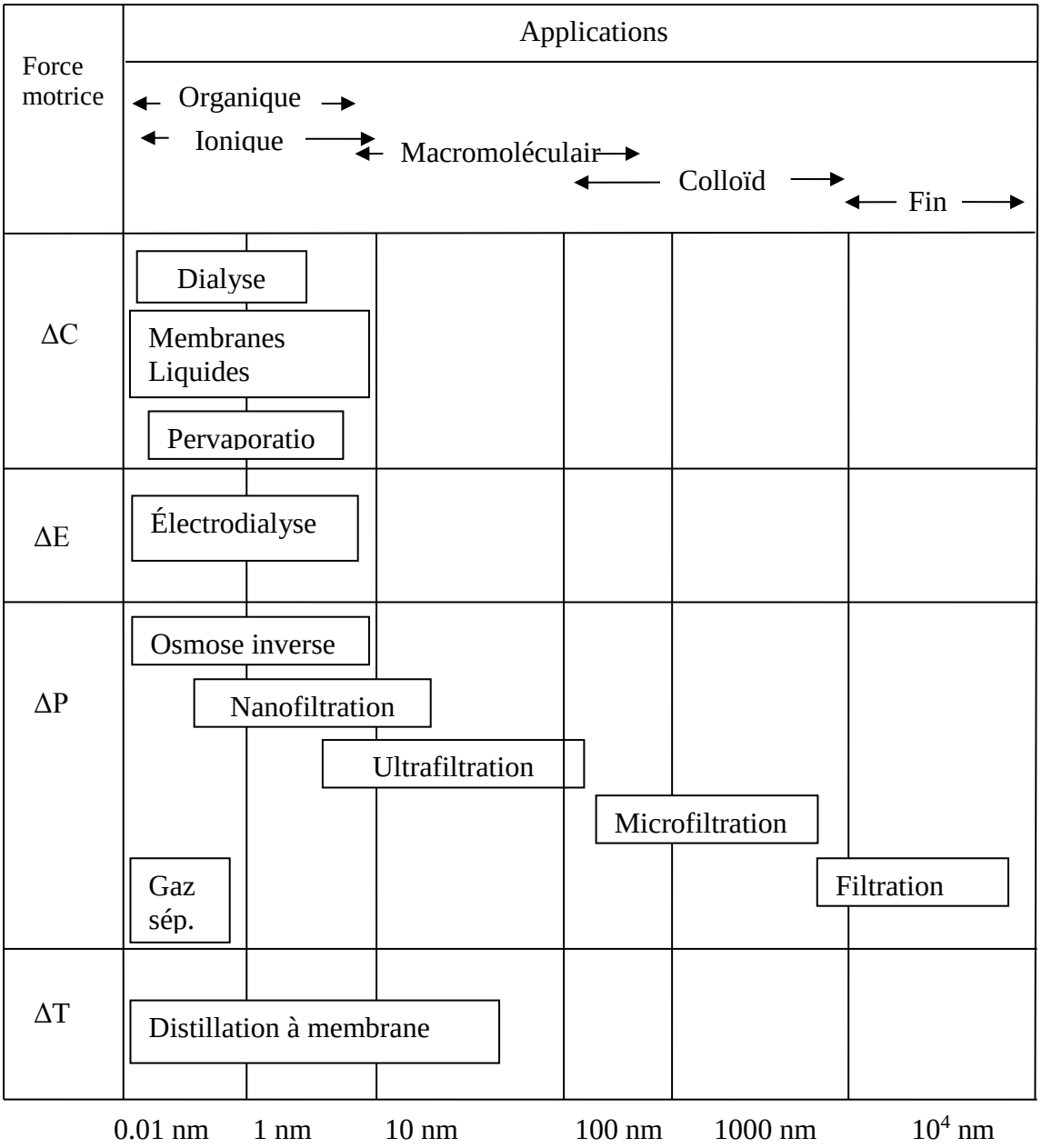


Figure I.4 : Processus membranaires (forces de conduite et plage de taille des applications) [26]

I.3.1. Osmose inverse

L'osmose inverse (Figure I.5) et l'ultrafiltration sont deux procédés membranaires les plus couramment utilisés dans de nombreuses industries notamment dans celles de la transformation du lait [21,27], mais la nanofiltration et la microfiltration ont émergé et ont démontré un potentiel énorme pour différentes applications [19,20]. Le phénomène d'osmose est un phénomène qui tend à équilibrer la concentration en solutés de part et d'autre d'une membrane semi-perméable.

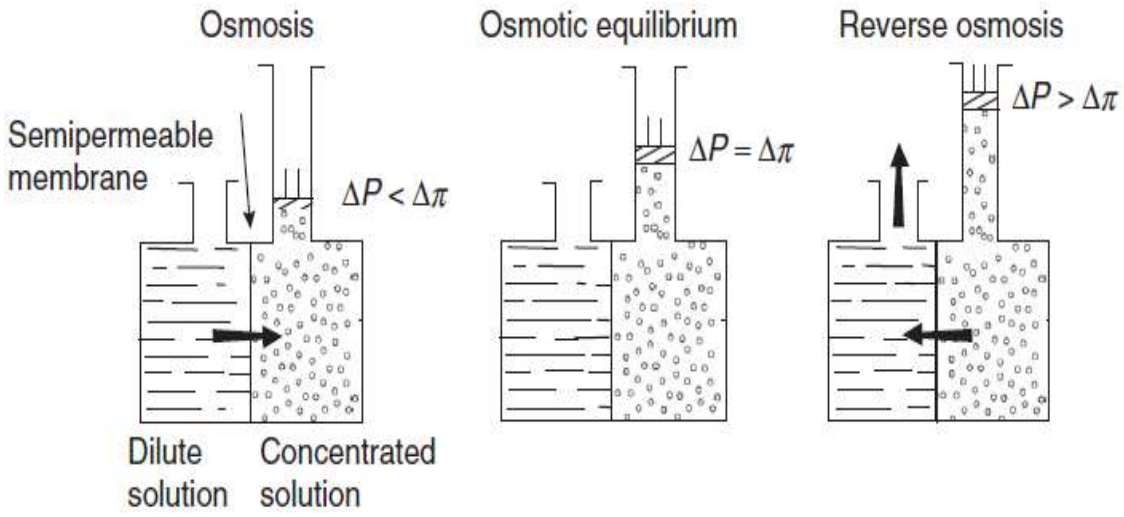


Figure I.5 : Principe de l'osmose inverse [28]

Les membranes d'osmose inverse (OI) peuvent éliminer les petites molécules organiques et les ions dissous, y compris les ions monovalents tels que Na^+ et Cl^-.

I.3.2. Microfiltration

La microfiltration (MF) est un procédé pour retenir des particules colloïdales de plusieurs micromètres (0.1–10μm) [29] ; elle est utilisée dans des domaines tels que la séparation des cellules microbiennes et animales, souvent dans le cadre du traitement en aval des bioproduits. Elle est également utilisée dans la clarification de boissons telles que les jus de fruits, ainsi que dans le traitement des produits laitiers et le traitement des eaux usées [2,30,31].

I.3.3. Ultrafiltration

L'ultrafiltration (UF) est la technique apparentée de la diafiltration (DF) ; elle est utilisée pour la concentration et la purification de solutions de macromolécules de toutes sortes, notamment des protéines [27,32]. L'UF et la MF semblent similaires, et en fait elles sont plus semblables qu'elles sont différentes. En raison de leur contexte historique très différent, elles restent très distinctes aux praticiens et aux fabricants d'équipements et de membranes [30].

L'utilisation d'UF dans le traitement des eaux usées et des déchets a connu un développement considérable, mais les coûts d'exploitation encore élevés limitent leur application plus étendue [33].

I.3.4. Nanofiltration

Les membranes de nanofiltration (NF) sont également utilisées dans un large éventail de traitement de l'eau potable et de traitement des eaux usées [34]. Les membranes NF peuvent rejeter une molécule

de taille plus petite qui ne peut pas être éliminée par les membranes MF et UF. Cependant, il a besoin beaucoup de consommation d'énergie pendant l'opération. Heureusement, une membrane de NF à faible pression a été développée récemment.

La séparation par membrane de NF se produit principalement en raison de l'exclusion de taille et de l'effet de charge sur les interactions électrostatiques [35]. Ainsi, le rejet des molécules non chargées est dominé par l'exclusion de taille, alors que celui des espèces ioniques est influencé par l'exclusion de taille et les interactions électrostatiques.

I.4. Propriétés des membranes

Les propriétés liées à la membrane peuvent être divisées en facteurs liés à la structure de la membrane (par exemple, la rugosité, la taille des pores, la distribution de la taille des pores et la porosité) et des facteurs liés à la matière de la membrane comme l'hydrophobicité et la charge [36].

I.4.1. Hydrophobicité

L'amélioration de l'hydrophilicité de la membrane est considérée comme une approche efficace pour améliorer la propriété anti-colmatage [37]. Par conséquent, la fabrication (ou la modification du matériau, la surface) des membranes qui sont plus hydrophiles et, par conséquent, moins propices au colmatage avec l'avantage supplémentaire d'un flux amélioré, a été une priorité majeure depuis plus de 30 ans [38].

La propriété d'affinité de l'eau (hydrophile ou hydrophobe) du matériau de la membrane affecte le colmatage dans les bioréacteurs à membranes (MBR). Le comportement d'affinité de l'eau au matériau membranaire est déterminé en mesurant l'angle de contact d'une goutte d'eau sur sa surface [39]. Les angles les plus petits indiquent une hydrophilicité, alors que les angles les plus grands indiquent une hydrophobicité. En raison des interactions hydrophobes entre le matériau de la membrane, les cellules microbiennes et les solutés, le colmatage de la membrane est plus important dans les membranes hydrophobes par rapport aux membranes hydrophiles [40].

Une série d'études réalisées par Fane en 1985 et citées par Yan-Jun et al. [41] prouvent que les protéines sont généralement moins adsorbées sur les membranes hydrophiles que sur les membranes hydrophobes et qu'il existe un potentiel d'amélioration du flux de perméat pour les membranes hydrophiles. Cependant, lorsque la polarisation de concentration et le dépôt total de protéines sont élevés, l'effet de l'hydrophobicité est masqué par l'effet de polarisation de concentration.

I.4.2. Charge

La présence de charge est une autre propriété relative au matériau de membrane qui influe le flux de perméat et le comportement de rétention des membranes. La charge d'une membrane est fortement affectée par le pH et la force ionique de la solution d'alimentation et dépend du matériau de membrane lui-même [36]. La charge de la surface de la membrane est une autre propriété importante par rapport au colmatage de la membrane, surtout s'il y a des particules chargées dans le fluide d'alimentation. Il a été indiqué que la plupart des matériaux de membranes sont chargés négativement dans des conditions normales [42].

I.4.3. Rugosité

Selon Howell et Nyström [43], si la rugosité de la membrane augmente, le flux diminue et le degré de colmatage augmente. En utilisant des couches de Langmuir-Blodgett, un lissage de la surface de la membrane entraîne une diminution de la perte de flux et de colmatage [44]. La rugosité de la surface peut altérer le mécanisme de colmatage. La rugosité de la surface extrême empêche la formation d'une couche de gâteau complète, car les solutés doivent remplir et repasser les irrégularités (aspérités) sur la surface. Ceci a été trouvé par Marshall et al. [45] qui ont observé une rétention inférieure pour une membrane latérale ouverte par rapport à la même membrane avec le côté serré vers le haut.

I.4.4. Taille des pores

La structure des pores membranaires est l'une des propriétés les plus importantes d'une membrane car elle détermine en grande partie la sélectivité ainsi que la perméabilité d'une membrane. Les flux initiaux de perméat augmentent avec l'augmentation de la taille des pores [36]. Cependant pendant la filtration, le flux diminue plus rapidement pour les membranes possédant des pores plus larges. En général, le colmatage des membranes est plus dominant dans les membranes avec des tailles des pores plus larges, car le degré de colmatage interne augmente [36]. Meireles et al. [46] ont filtré différentes protéines avec trois membranes d'UF différentes avec une variation de la taille des pores (cut-off value). Au cours des premières minutes, la rétention était la plus faible pour la membrane avec les plus grands pores. Après les conditions d'état stationnaire, toutes les rétentions étaient similaires, Quelle que soit la membrane, Miyoshi et al. [47] ont étudié l'effet de différentes membranes polymériques sur la relation entre la taille des pores de la membrane et le colmatage dans un MBR en utilisant de l'acétate butyrate de cellulose (CAB), du polyvinyl butyral (PVB), et du polyvinylidene fluoride (PVDF). Leurs résultats ont révélé que le colmatage de la membrane a diminué avec l'augmentation de la taille des pores de la membrane pour les membranes de PVDF. Cependant, les

membranes CAB ont présenté une tendance inverse avec des pores plus petits présentant moins de tendance au colmatage que ceux avec des pores plus grands.

I.4.5. Porosité et distribution de la taille des pores

En général, les membranes d'UF ont des porosités de surface relativement faibles (environ 0.10) par rapport aux membranes de microfiltration. Fane et Fell [48] ont trouvé qu'en raison d'une faible porosité, le solvant qui s'écoule vers une membrane d'UF ne rencontrera pas une surface perméable de manière homogène, mais devra suivre des lignes de courant à l'ouverture de pores isolés. Ceci est différent pour les membranes de MF qui ont des porosités plus élevées (0.75-0.80). En raison de la faible porosité, les membranes d'UF présentent une polarisation locale élevée et des effets de colmatage aux entrées des pores. Par ailleurs, ces mêmes auteurs ont trouvé que le flux de solvant est plus élevé aux pores plus grands, ce qui entraîne une polarisation de concentration locale plus élevée conduisant à une plus grande susceptibilité au colmatage. Par conséquent, le flux global de la membrane est très sensible à la présence et à la population des grands pores. En général, le dépôt le plus important (colmatage) se produit avec des membranes avec la plus faible porosité et la plus grande hétérogénéité. Selon Fonteyn et al. [49], le nombre de pores les plus larges diminue à cause du rétrécissement des pores et le nombre de pores les plus petits diminue en raison de bouchage des pores pendant la filtration. En raison de ces phénomènes, le flux et le comportement de la rétention de la membrane se modifient pendant le colmatage. Un bon exemple de ce phénomène est donné par Gatenholm et al. [50] qui ont comparé la filtration de protéines avec une membrane de MF de 0.2 µm avec une membrane d'UF de 100 kDa. Au cours de la filtration, la rétention de protéines (après le traitement de bouillon de fermentation d'Escherichia coli) de MF (25%) est beaucoup plus faible en comparaison avec celle de la membrane d'UF (90%), mais le flux final était plus élevé pour la membrane d'UF. Une explication possible de ce phénomène est que le nombre de pores ouverts est plus réduit pour la membrane de microfiltration, ce qui entraîne un flux plus faible. Cependant, certains grands pores restent encore ouverts, ce qui entraîne une rétention plus faible pour la membrane de MF.

I.5. Matériaux membranaires

Les technologies membranaires sont apparues il y a de nombreuses années, cependant le développement de matériaux membranaires avec des propriétés nouvelles, la conception de modules et de procédés est toujours d'actualité [27]. Le bon choix d'un matériau membranaire permet de diminuer les interactions entre les solutés et la surface membranaire [29]. De nos jours, la plupart des membranes sont fabriquées à partir de polymères synthétiques [35]. Pour les applications UF et MF,

les polysulfones (PS) sont souvent utilisés. Des membranes à base de polypropylene (PP), d'oxyde de polyvinylidène (PVDF), de polycarbonates, de polyamides et des esters de cellulose sont également disponibles. D'autres matériaux qui sont utilisés commercialement comprennent le fluorure, le polyacrylonitrile (PAN) et le polypropylène. En parallèle, l'intérêt pour l'utilisation de matériaux en céramique a également augmenté [51,52]. Ces membranes combinent de très bonnes propriétés de résistance mécanique, d'inertie chimique et de réfractivité de l'alumine pure à une structure qui réduit au minimum les pertes de charge [53].

Les membranes d'OI sont souvent faites de polyamide tandis que les membranes NF sont construites à partir d'une variété de polymères, y compris le polysulfone et le polyimide, et les matériaux céramiques. Le Tableau I.3 donne un aperçu sur les matériaux membranaires et la procédure utilisée pour chaque matériau.

I.6. Modules de filtration

Pour utiliser les membranes dans des processus à grande échelle, il faut les intégrer dans un module membranaire **(**Figure I.6**)**. Les caractéristiques importantes des modules comprennent la densité d'emballage, la facilité de nettoyage et la distribution des flux. Plusieurs géométries de modules ont été développées selon la gamme des membranes et leurs applications industrielles [54]. Donc, les membranes peuvent être classées en fonction de leur (i) géométrie, (ii) structure en vrac, (iii) méthode de production, (iv) régime de séparation, et (v) application. Les membranes peuvent être produites en géométrie plate (feuille plane) ou tubulaire (fibre creuse). Les membranes à feuilles planes sont emballées soit dans des modules en plaques ou en forme de spirale, tandis que les membranes tubulaires sont emballées dans des modules à fibres creuses. Bien que les modules à fibres creuses possèdent la plus grande densité d'emballage de la membrane par module, les modules enroulés en spirale et en plaques (châssis) sont également couramment utilisés dans les processus de séparation à grande échelle [55]. Les membranes ont une structure symétrique (isotropique) ou asymétrique (anisotropique). Les membranes symétriques ont une structure uniforme dans toute l'épaisseur de la membrane, alors que les membranes asymétriques ont un gradient de structure. Les propriétés de séparation des membranes symétriques sont déterminées par leur structure entière. D'autre part, les propriétés de séparation de la membrane asymétrique sont déterminées principalement par la région la plus dense de la membrane. Les membranes UF ont généralement une structure asymétrique pour maximiser sa perméabilité à la membrane [54].

Table I.2. Polymères d'usage courant pour la production des membranes commerciales [54].

Matériau à membrane	Processus membranaire
Cellulose régénérée	D, UF, MF
Nitrate de cellulose	MF
Acétate de cellulose	GS, RO, D, UF, MF,
Polyamide	RO, NF, D, UF, MF
Polysulfone	GS, UF, MF
Poly(ether sulfone)	UF, MF
Polycarbonate	GS, D, UF, MF
Poly(ether imide)	UF, MF
Poly(2,6-dimethyl-1,4-phenylene oxide)	GS
Polyimide	GS
Poly(vinylidene fluoride)	UF, MF
Polytetrafluoroethylene	MF
Polypropylene	MF
Polyacrylonitrile	D, UF, MF
Poly(methyl methacrylate)	D, UF
Poly(vinyl alcohol)	PV
Polydimethylsiloxane	PV, GS

MF = microfiltration; **UF** = ultrafiltration; **NF** = nanofiltration; **D** = dialysis;
PV= pervaporation; **GS** = gasseparation.

I.7. Polarisation de concentration et colmatage

Le problème intrinsèquement lié à la séparation est la rétention de particules ou solutés de taille supérieure au diamètre des pores de la membrane, entrainant la diminution de la perméabilité qui engendre l'accumulation de matière sur la surface (ou dans) la membrane. On distingue alors deux phénomènes, à savoir la polarisation de concentration et le colmatage.

La polarisation de concentration résulte de l'accumulation de la matière à l'interface sous forme solubilisée ou dispersée. La séparation du soluté et du solvant s'effectue au niveau de la surface de membrane dans laquelle le solvant passe à travers la membrane et les solutés provoquent une augmentation de la concentration locale [56]. La matière à l'interface est dans le même état que dans la solution mais à des concentrations bien plus importantes. Ces concentrations importantes peuvent réduire la perméabilité notamment en générant une contre-pression osmotique ($\Delta\Pi$, Eq5). Ce

phénomène est réversible si l'on baisse la pression, la matière solubilisée ou dispersée dans la couche revient en solution par diffusion [57] ce type de colmatage est un phénomène réversible.

Le colmatage (phénomène irréversible) est un problème majeur dans toutes les opérations membranaires. Il s'agit d'une accumulation de matière sur la surface de la membrane qui diminue le flux de perméat. En fonction du rapport entre le diamètre du soluté et le diamètre des pores de la membrane, différents types de colmatage peuvent se produire. Si les pores sont très petits par rapport au diamètre du soluté, la formation d'une couche dite de gâteau est favorable. C'est souvent le cas dans l'UF. Si les pores sont plus grands que le diamètre du soluté, différents mécanismes peuvent se produire. C'est le cas en MF où un blocage poreux complet et partiel peut se produire. De plus, un colmatage interne des pores est possible, ce qui entraîne un rétrécissement des pores. Les différents mécanismes de colmatage sont schématisés sur la Figure I.6.

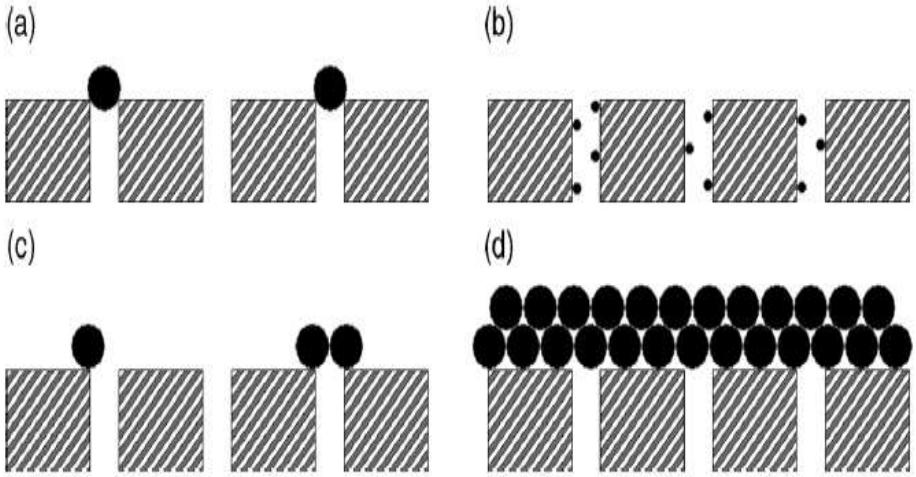


Figure I.6 : Mécanismes de colmatage des membranes poreuses. (A) Blocage complet des pores ; (B) blocage interne des pores ; (C) blocage partiel des pores ; (D) filtration du gâteau [24].

I.7.1. Blocage complet des pores

Si les pores sont à peu près de la même taille que les solutés, un blocage total ou partiel des pores peut se produire. En raison du dépôt à l'entrée des pores, l'obstruction de passage du solvant se produit. Ce mécanisme joue également un rôle dans les premières secondes pendant l'UF [36]. Les plus gros pores sont bouchés d'abord, ce qui entraîne une forte diminution et immédiat de flux. Cela a été démontré par l'application de l'équation de Hagen-Poiseuille pour l'écoulement à travers les capillaires [36].

I.7.2. Blocage interne des pores

Le colmatage interne de la structure de la membrane conduit à un rétrécissement des pores. En UF, la quantité de colmatage interne est faible. En MF, il existe un dépôt plus important dans les pores.

Le dépôt dans les pores les plus grands domine le dépôt dans les pores les plus petits [36]. Hanemaaijer et al. [58] ont étudié l'utilité de l'emplacement des précipitations et l'adsorption à l'intérieur de la membrane, en mesurant des quantités de sels précipités et de protéines adsorbées, ils ont comparé l'adsorption de protéines avec les quantités adsorbées sur les surfaces modèles ayant des caractéristiques semblables à des membranes. Ils ont suggéré une lutte potentielle contre le colmatage de la membrane par la modification des propriétés membranaires.

I.7.3. Blocage partiel des pores

Le blocage partiel des pores peut conduire à des ponts sur les ouvertures des pores ; ce phénomène a été décrit par Lee et Howell [59] qui ont développé un modèle de pontage des pores. Ce modèle a été utilisé pour expliquer le manque de flux indépendamment de la pression avec des suspensions colloïdales [36]. Wentz et al. [60] ont réalisé une étude expérimentale sur la forme des courbes de la réduction du flux, en utilisant un microscope électronique à balayage (MEB) et des mesures de la taille des particules pour identifier deux mécanismes de colmatage, le blocage total et le blocage partiel des pores. Selon ces auteurs, un nouveau mécanisme de colmatage (blocage partiel) a été identifié à la fois comme un mécanisme de colmatage indépendant et comme mécanisme préliminaire pour compléter le blocage des pores.

I.7.4. Colmatage par dépôt de surface

Dans ce modèle, les particules se déposent par empilement les unes sur les autres, un gâteau se forme en raison du dépôt de particules à la surface.

Les quatre lois de filtration peuvent être décrites par le modèle de Hermia (Eq.1) :

$$\frac{d^2t}{dv^2} = k\left(\frac{dt}{dV}\right)^n \quad (1)$$

Où *t* est le temps de filtration, *V* est le volume de filtrat, *n* caractérise le modèle de colmatage, et *k* permet d'évaluer les paramètres caractéristiques du modèle retenu.

Cette équation offre la possibilité de représenter les quatre modèles de colmatage dans un système de coordonnées uniques. En effet, si on utilise la représentation en échelle logarithmique, la pente obtenue donne directement la valeur de *n*. D'après le Tableau I-4, on peut noter que *n* diminue de 2 à 0, lorsqu'on passe des blocages complet ($n = 2$), standard ($n = 1.5$), puis intermédiaire ($n = 1$), et enfin le colmatage par dépôt de surface ($n = 0$).

Tableau I.3. Mécanisme de colmatage et sa base physique [61, 62]

Mécanismes de colmatage	*n*
Complet	2
Standard	1.5
Intermédiaire	1
Dépôt de surface	0

I.7.4.1. Colmatage réversible

Le colmatage réversible résulte de la fixation des matériaux de colmatage sur les surfaces membranaires, qui peuvent être éliminés par un procédé de nettoyage physique, ou bien une forte force de cisaillement (backflush). Il est également appelé colmatage amovible ou temporaire [63,64]. En général, le dépôt de biosolides (formation de couche de gâteau) est considéré comme le principal facteur provoquant le colmatage réversible [64]. Pour un fonctionnement à long terme, la dominance de colmatage réversible peut résulter d'une faible filtrabilité des boues et/ou d'une faible efficacité du nettoyage physique. Dans ce cas, des méthodes améliorées de nettoyage physique devraient être utilisées pour nettoyer le colmatage réversible développé à long terme [64].

I.7.4.2. Colmatage irréversible

La formation d'une matrice forte de couche de colmatage avec des solutés lors d'une filtration continue entraînera la transformation d'un colmatage réversible en une couche de colmatage irréversible, par exemple, une formation de couche de gel sous un fonctionnement sous-critique à long terme [65]. Le rétrécissement des pores ou le blocage des pores est également moins réversible et est considéré comme un autre type de colmatage irréversible. Dans la définition classique, le colmatage irréversible ne peut pas être supprimé par une méthode de nettoyage physique, et il est considéré comme colmatage physiquement irréversible [66,67]. La méthode de nettoyage biologique a déjà été proposée [68]. Par conséquent, le colmatage irréversible peut également être classé comme colmatage biologiquement irréversible en plus de colmatage physiquement irréversible [64].

I.7.4.3. Colmatage résiduel

Le concept de colmatage résiduel a été proposé par Kraume et al. [69] ; il ne peut pas être éliminé par un nettoyage inverse ou par un nettoyage d'entretien chimiquement amélioré. Une fois qu'une membrane a été colmatée pendant un fonctionnement à long terme, la perméabilité originale de la membrane n'est jamais récupérée [70]. Il existe une résistance restante qui peut être définie comme

colmatage irrécupérable et, il n'est pas facilement éliminé par un nettoyage chimique typique. Il est également appelé colmatage permanent ou colmatage irréversible à long terme, qui s'accumule au cours d'un certain nombre d'années et pourrait finalement déterminer la vie de la membrane [71,64].

I.8. Modélisation de la polarisation : théorie du film et modèle du gel

Le modèle largement accepté pour la polarisation de la concentration est le modèle de polarisation du gel qui repose sur les principes de la théorie du film [72].

L'accumulation de soluté près de l'interface membranaire peut être décrite par deux manières soit par la description de filtration-gâteau, soit par une description selon la théorie du film [73]. Un des facteurs critiques déterminant les performances générales de n'importe quel système de microfiltration réside dans le taux de transfert de soluté ou de particule dans la couche de liquide adjacente à la membrane (Figure I.7).

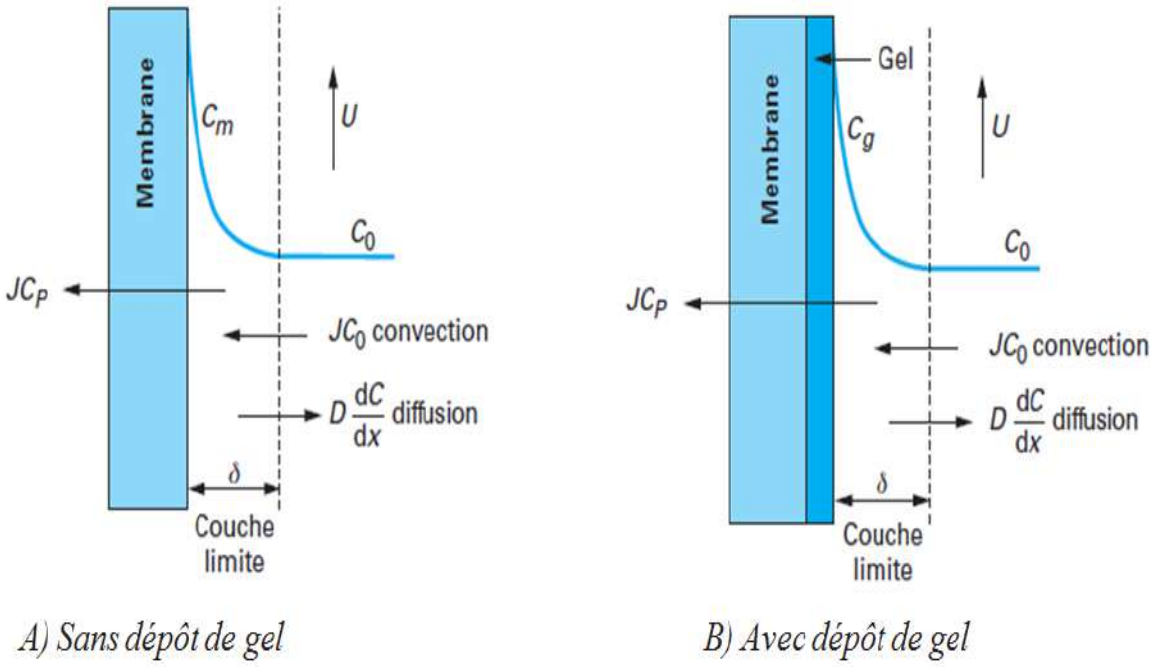


Figure I.7 : Modélisation de la polarisation (théorie du film) [57]

L'écoulement du fluide à travers la membrane due à l'application d'une pression, transporte par convection les solutés vers la surface membranaire. La séparation du soluté et du solvant s'effectue au niveau de la surface de la membrane dans laquelle le solvant passe à travers la membrane et le soluté provoque une augmentation de la concentration locale, un effet connu comme polarisation de concentration. Un profil de concentration est ainsi établi à l'intérieur d'un film produit par les conditions hydrodynamiques. Avec la plus grande concentration à la surface de la membrane, il y

aura une tendance du soluté à diffuser à nouveau dans la solution en vrac selon la loi de Fick sur la diffusion. À l'état stationnaire, la couche limite est en équilibre dynamique qui s'établit entre le flux de matière transféré à travers la membrane sous l'action du gradient de pression et le flux qui diffuse en sens inverse sous l'action du gradient de concentration.

$$J(x)C = D\frac{dC}{Dx} \quad (2)$$

Ou J(x) est le flux local de filtration ou la vélocité, *C* concentration de particule, D le coefficient diffusion de la particule, et *x* la distance à travers la membrane.

Si on intègre l'Eq.2 le long de l'épaisseur de la couche limite δ(x) et sous les conditions aux limites suivantes, on obtient pour :

x=0→ C= C_m

x=δ → C = C_b

La relation suivante :

$$J_c = \frac{D}{\delta} ln \frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} = K ln \frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \quad (3)$$

Où C_0, C_P, C_m sont les concentrations de soluté respectivement dans la solution, dans le perméat et au niveau de la membrane, *K* est le coefficient de transfert de matière du soluté, *D* est le coefficient de diffusion du soluté, δ est l'épaisseur de la couche limite de diffusion.

En ultrafiltration, la concentration C_m de macromolécules près de la membrane peut atteindre la concentration de gel C_g. Si l'on suppose que la concentration de l'espèce dans le perméat est nulle, de l'Eq.3, il est possible de décrire le flux limite :

$$J_{lim} = k\ ln \frac{Cg}{C_0} \quad (4)$$

Le modèle de polarisation du gel semble avoir certaines limitations physiques, bien que dans certains cas, il reste encore le modèle le plus pratique du point de vue pratique [74].

I.9. Modèle de pression osmotique

Pour les solutés qui ne se précipitent pas ou ne se gélifient pas, le comportement du flux peut être décrit par un modèle de pression osmotique en raison de l'accumulation de solutés dans la membrane pendant la filtration [75]. On suppose que l'effet d'une pression osmotique ne peut plus être négligé et, la base du modèle de pression osmotique est l'équation du flux :

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{(R_m)} \quad (5)$$

où ΔP est la différence de pression hydraulique, Δπ est la différence de pression osmotique et R_m, est la résistance de la membrane.

Encore une fois, on suppose un rejet de 100% et, dans ce cas, la différence de pression osmotique est déterminée par la concentration à la surface de la membrane, c_m. Lorsque la pression appliquée augmente, le flux de perméat augmentera aussi. Ceci se traduit par une augmentation de la concentration du soluté sur la surface de la membrane (c_m) et par la suite la pression osmotique augmente. De cette façon, l'augmentation de pression est partiellement annulée par l'augmentation de la pression osmotique. Si $\Delta\pi$ augmente rapidement avec le flux de perméat, l'augmentation de ΔP peut conduire à une faible augmentation du flux du perméat [76].

I.10. Modèle de résistances en séries (cake layer model)

Selon la compréhension des différents rôles des composants dans le colmatage des membranes, plusieurs modèles mathématiques ont été développés pour décrire ce phénomène. Il existe de nombreux modèles empiriques dans la littérature [77,78]. Cependant, ces modèles exigent habituellement des tests pilotes et des essais à grande échelle afin d'obtenir les constantes requises pour prédire le flux de perméat. Dans la plupart des cas, ces constantes ont également peu de significations physiques. Ces modèles offrent également un aperçu limité sur le mécanisme de colmatage. Parmi ceux-ci, le plus populaire est le modèle de la résistance-en-série qu'est exprimé par l'Eq.6 :

$$J = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c)} \quad (6)$$

Où ΔP [Pa] est la pression transmembranaire, μ [Pa.s] est la viscosité de fluide, et R_m [m^{-1}] est la résistance hydrodynamique de la membrane.

Dans ce cas, R_c [m^{-1}] est la résistance hydrodynamique de la couche de dépôt, qui dépend de l'épaisseur de la couche de gâteau donnée par :

$$R_c = r_c \delta_c \quad (7)$$

Ici, r_c est la résistance spécifique de dépôt et δ_c, l'épaisseur de la couche de dépôt.

Un modèle bien connu pour la résistance spécifique d'une couche de gâteau comprenant des particules sphériques identiques est la relation Kozeny-Carman [79]:

$$r_c = \frac{180(1-\varepsilon)}{\rho_p d_p^2 \varepsilon^3} \quad (8)$$

Où d_p est le diamètre des sphères, ε est la porosité de dépôt et ρ_p est la densité des particules.

Ce modèle, cependant, ne tient pas compte de la compressibilité de la couche de gâteau. Si une couche est compressible, la résistance augmentera en fonction de la pression. Cela entraînera une diminution du flux transmembranaire [80]. Le modèle de résistance en série a été fréquemment utilisé pour analyser le phénomène de colmatage. Bien qu'il soit facile à appliquer, il faut être prudent dans l'utilisation de ce modèle car il ne considère pas le mécanisme de blocage des pores [81].

I.11. Méthodes d'amélioration de la filtration membranaire

L'amélioration de la filtration présente et demeura un défi majeur pour l'industrie manufacturière et pour les chercheurs, à cause de la diminution du flux de perméat dû à la polarisation de la concentration et à l'accumulation de contaminants sur la surface de la membrane. Afin d'obtenir une amélioration du flux de perméation, un processus de nettoyage de membranes est habituellement nécessaire, puis l'opération entre dans le cycle suivant.

Généralement, il existe plusieurs techniques pour améliorer le flux de perméat, on cite entre autres [82,83] : (i) méthodes de nettoyage chimique comprenant des acides forts et des solutions basiques ou des agents d'oxydation, (ii) méthodes physiques comme le contre-rinçage et l'utilisation de promoteurs de turbulence et, (iii) méthodes hydrodynamiques liées à la conception des modules.

La Figure I.8 rassemble quelques techniques utilisées pour l'amélioration du flux et la diminution du colmatage des membranes.

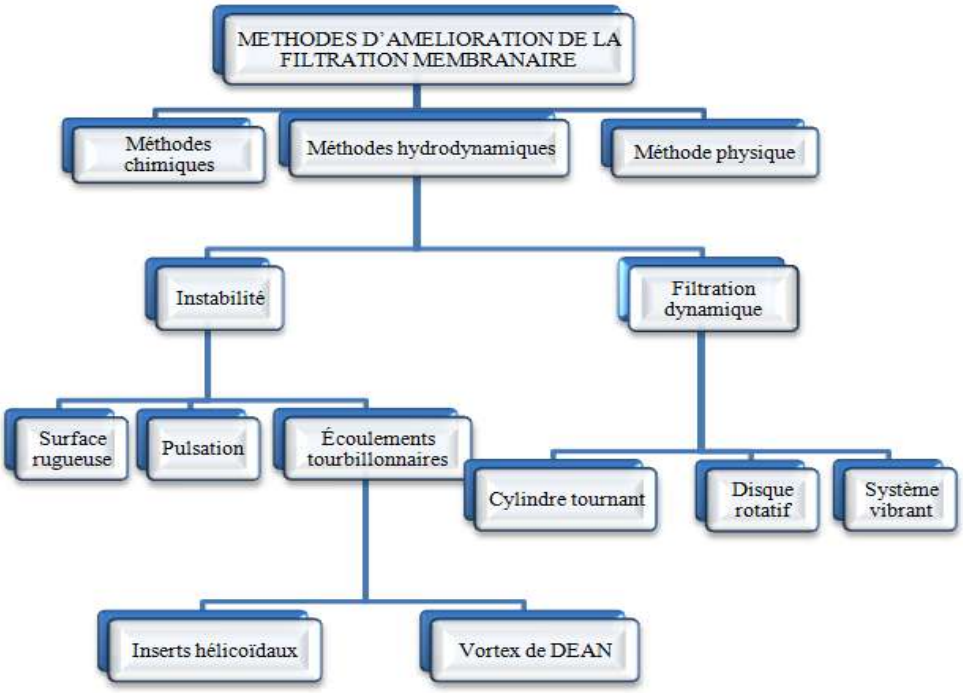


Figure I.8 : Principales méthodes pour réduire la polarisation de concentration et le colmatage [84]

I.11.1. Nettoyage chimique

Le nettoyage chimique est la méthode la plus importante et la plus utilisée pour contrôler le colmatage dans les séparations membranaires. Le choix du (des) agent (s) dépend du type de la membrane, le type et le degré de colmatage. Les fabricants de membranes recommandent généralement des agents appropriés pour leurs produits spécifiques. Les types d'agents sont les acides

(forts ou faibles), les alcalis (NaOH), les détergents, les enzymes, les agents complexants (EDTA) et les désinfectants.

Le nettoyage chimique est habituellement utilisé comme technique de nettoyage en place (CIP) en remplissant les canaux de rétentat du module de membrane avec une solution de nettoyage contenue dans un réservoir de nettoyage séparé. Le module est généralement exposé à la solution de nettoyage pendant une période de plusieurs heures. Dans la plupart des cas, les pompes d'alimentation et de circulation sont utilisées pour recycler le liquide de nettoyage dans le module à haute vitesse et à faible pression de service. Pour les modules qui peuvent être lavés à l'inverse, les solutions de nettoyage peuvent être introduites du côté du perméat de la membrane. La fonction de la solution de nettoyage est d'éliminer et, dans certains cas, de dissoudre des matières colmatantes qui adhèrent fortement à la surface de la membrane.

I.11.2. Nettoyage physique

Le nettoyage physique est normalement et largement obtenu soit par un fléchissement arrière, c'est-à-dire en inversant le fluide ou la relaxation, ce qui supprime tout simplement la perméation tout en continuant à parcourir la membrane avec des bulles d'air [70]. Avec les recherches croissantes sur le nettoyage physique, une série de stratégies différentes ont également été proposées ; on peut citer l'utilisation des ultrasons en ligne [83], l'ajout de particules et de supports suspendus [85], et le nettoyage mécanique [86]. La vibration est également une méthode de nettoyage physique prometteuse dans les MBR [87]. Les procédés mentionnés ci-dessus sont habituellement réalisés in situ, tandis que le balayage d'éponge et le flottage d'eau sous pression sont utilisés ex-situ pour récupérer la perméabilité de la membrane. En général, le nettoyage physique, qui est adopté pour éliminer le colmatage réversible (par exemple, dépôt de bio-solides et couche de gâteau), est moins efficace par rapport au nettoyage chimique. Cependant, il ne nécessite aucun réactif chimique, et il est donc moins susceptible de provoquer une dégradation ou endommagement de la membrane, à l'exception d'un nettoyage mécanique dur [64].

I.11.2.1. Nettoyage in-situ et ex-situ

Sur la base du fait que les modules de membrane restent dans le bioréacteur à membrane pendant le nettoyage, le nettoyage des membranes peut être classé dans «in-situ» (nettoyage en ligne) et nettoyage «ex-situ» (nettoyage hors ligne) [88]. En général, le nettoyage in-situ est préféré pendant le fonctionnement par rapport au nettoyage de la membrane ex-situ. Le nettoyage in situ est effectué plus souvent que le nettoyage ex situ. L'intervalle de temps pour le nettoyage ex situ est généralement une fois tous les 1 à 3 ans [88]. Tandis que le nettoyage in-situ peut être effectué toutes les 10 min,

ou semaines, ou plusieurs mois en fonction des conditions de colmatage de membrane et des stratégies de nettoyage utilisées [66,82].

I.11.3. Création d'instabilité

Il est possible de limiter l'ampleur de la polarisation de concentration par l'augmentation du cisaillement à la surface de la membrane ou bien par l'utilisation de promoteurs de turbulence [89]. Dans la filtration classique de l'écoulement tangentiel (CFF), on obtient des vitesses de cisaillement élevées à la surface de la membrane si on augmente la vitesse tangentielle du fluide le long de la membrane et on réduit le diamètre du tube ou l'épaisseur du canal, ce qui génère des gradients de pression axiaux importants [90].

Des obstacles, des promoteurs de turbulence, et des inserts sont utilisés pour créer des instabilités, comme les tourbillons de Dean ou les micros turbulences [91]. L'inconvénient possible de ces systèmes est le problème de nettoyage, car des zones mortes sont ainsi générées [92].

I.11.3.1. Promoteurs de turbulence

L'idée d'utiliser des promoteurs de turbulence statique, lors des processus de filtration membranaire dans l'écoulement tangentiel, n'est pas nouvelle. La favorisation de la turbulence par l'introduction des déflecteurs intérieurs est exécutée pour améliorer le transfert de masse de soluté lors de filtration membrane. Selon Yaxthiasson et al. [93], le but principal de ces promoteurs turbulents est de diminuer la demande d'énergie dans le fonctionnement de la membrane en forçant l'écoulement vers la surface de la membrane et ainsi d'atteindre le même transport de masse effectif à faible vitesse de circulation. Plusieurs travaux de recherches [82] ont été réalisés pour élaborer une stratégie pour contrôler l'accumulation de ces résistances supplémentaires pendant l'opération. L'utilisation d'inserts, tels que des grilles métalliques [73], des mélangeurs statiques [94], des tiges statiques [95], des fils en spirale [77], des inserts en forme de disques et de beignets [78] et, des déflecteurs hélicoïdaux [96], dans une membrane tubulaire a été étudiée expérimentalement dans différents procédés membranaires. Parmi les approches testées, l'utilisation des déflecteurs (promoteurs de turbulence) au niveau des parois et dans le milieu de la membrane tubulaire (Figure I.9) est une simple et prometteuse opération pour améliorer le flux de perméat [83].

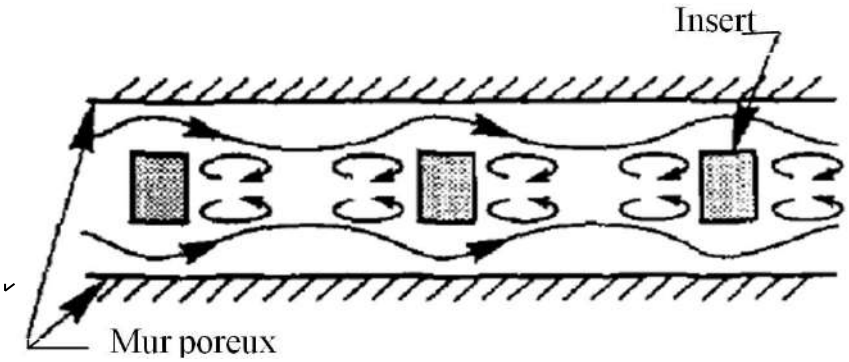


Figure I.9 : Diagramme schématique de la membrane tubulaire avec bouleau [83]

I.11.3.2. Jets intermittents

Cette technique consiste à superposer un jet instationnaire à l'écoulement principal par fermeture d'une valve pneumatique à un intervalle régulier. L'effet engendré est la création de vortex régulièrement espacés le long de la membrane. Cette technique a été utilisée par Frappart et al. [97] pour l'augmentation des flux en filtration tangentielle.

I.11.3.3. Écoulements pulsés

Les activités de recherche en cours [98,99] laissent supposer qu'une augmentation de l'efficacité de nettoyage peut être obtenue par l'application d'un flux pulsé. L'écoulement pulsé peut être engendré par la pulsation de la solution d'alimentation, par vibration de la pompe, par ultrasons ou par d'autres moyens [100]. Un débit d'alimentation pulsé permet d'augmenter la vitesse d'écoulement et par conséquence celui-ci a tendance à rompre la couche de dépôt à cause de l'augmentation des contraintes de cisaillement agissant sur la surface de la membrane. Les pulsations de débit provoquent une modification du profil de vitesses.

Un flux pulsé se compose d'une vitesse moyenne du fluide (écoulement stationnaire) w_{stat} et un composant oscillant superposé w_{os}. Le paramètre principal pour caractériser le flux pulsé est l'ondulation W, un rapport sans dimension de la vitesse d'oscillation maximale ($w_{os,\ max}$) et stationnaire ou moyenne.

$$W = \frac{w_{os,max}}{\bar{w}} \tag{9}$$

La vitesse moyenne pour un intervalle d'oscillation t_{os} est définie comme :

$$\bar{w} = \frac{1}{w}\int_0^{t_{os}} w(t)dt \tag{10}$$

avec $w(t) = w_{stat} + w_{os} = w_{stat} + w_{os\ ,max}\ sin(\omega\ t)$

Il est rapporté par Schöler et al. [98] que selon la théorie (Dettmann), une ondulation de valeur $W>1$ conduit à une inversion de flux temporaire à proximité de la paroi (Figure I.10**)**. Une ondulation

plus élevée peut conduire au sous-couche visqueuse (*viscous sublayer*) et à la formation de tourbillons.

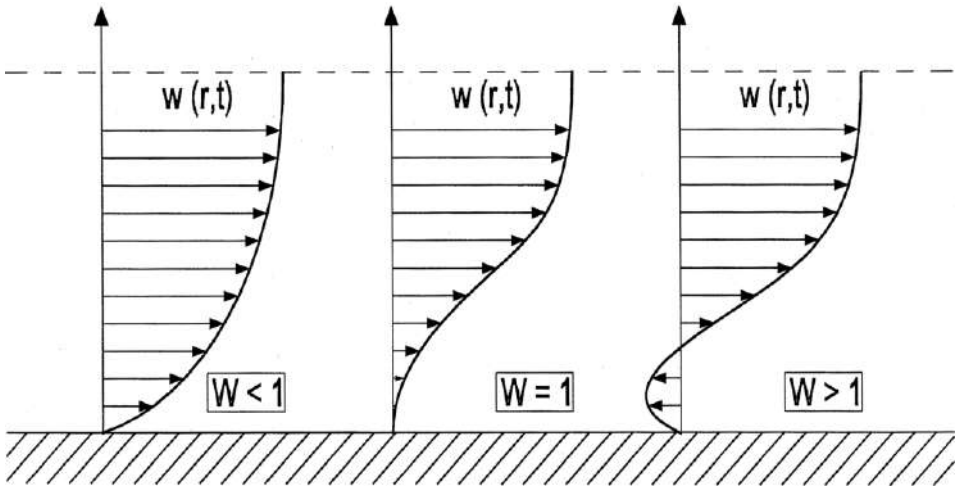


Figure I.10 : Profils de vitesse du flux pulsé pour différentes ondulations [100]

I.11.4 Backflushing et backpulsing

Le backpulsing et le backflushing se produisent lorsque le flux de perméat est forcé par une contre-pression appliquée sur le côté de perméat de la membrane (Figure I.11) dans le but de retirer les solutés accumulés dans les pores de la membrane ou sur la surface de la membrane (colmatage réversible). La différence entre le backpulsing et le backflushing est la fréquence des impulsions et la durée des retrofiltrations ; le backflushing a une fréquence plus élevée et une durée de quelque seconde ou minutes [101] tandis que le backpulsing a une durée très cours (<1s) [102].

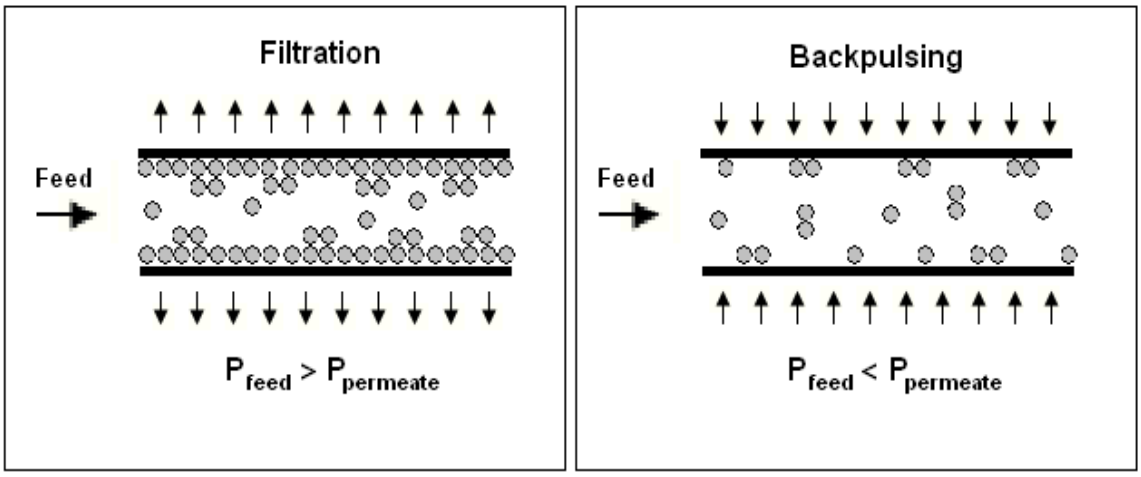


Figure I.11 : Illustration schématique d'une filtration régulière et d'un backpulsing [101]

Le backpulsing et le backflushing sont efficaces pour supprimer le colmatage sur la surface des membranes (colmatage réversible). Dans ces procédures, un liquide propre est injecté dans le sens inverse de filtration dans le coté de perméat vers le coté de rétentat. Les dépôts sur la membrane sont soulevés et par la suite évacués par l'écoulement. Bien que le backflushing diminue le temps effectif de fonctionnement et entraîne une perte de perméat par rapport au flux d'alimentation, il a été rapporté dans la littérature [103] que le flux moyen par cycle est peut-être beaucoup plus élevé que le flux à long terme lorsque le backflushing de membrane n'est pas utilisé.

I.11.5. Écoulements diphasiques gaz-liquide

Une technologie possible pour l'amélioration du flux est l'injection d'air. Lorsqu'il est couplé à la filtration sur membrane, cette technique consiste à injecter de l'air directement dans le compartiment de concentré avec l'alimentation. Un flux intermittent gaz/liquide à deux phases est ensuite généré sur la surface de la membrane. Ce procédé est efficace pour l'amélioration du flux dans l'ultrafiltration et la microfiltration, avec différentes géométries membranaires (fibre creuse, membrane tubulaire ou plate) et pour de nombreuses applications comme la filtration de suspensions d'Escherichia coli [104], de protéines et de suspensions de levure de boulangerie [105] et de suspensions d'argile [106].

I.11.6. Champs électriques

Les champs électriques ont été utilisés pour améliorer la filtration membranaire. Pendant la filtration assistée par champs électriques, les particules chargées s'éloignent de la surface de la membrane. Par conséquent, la polarisation de concentration est réduite et le flux est augmenté [107]. Les applications des champs électriques couvrent aujourd'hui la séparation de nombreuses substances naturelles telles que la séparation des protéines par microfiltration [108] et l'ultrafiltration de jus de fruits [109].

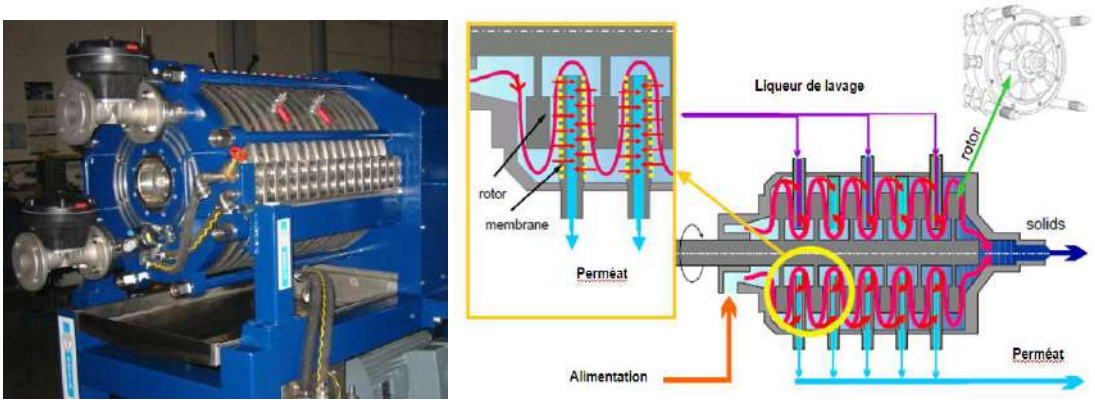
I.11.7. Filtration dynamique

La filtration dynamique augmente la vitesse d'écoulement du fluide et par conséquent améliore les contraintes de cisaillement sur la surface de la membrane à l'aide d'une partie mobile, telle qu'une membrane tournante ou un disque tournant à proximité d'une membrane circulaire fixe ou par vibration de la membrane, longitudinalement ou torsionnellement autour d'un axe perpendiculaire. Dans cette partie, on va énumérer les principaux systèmes de filtration dynamique de type industriel ou de laboratoire. Ces modules sont cités en détail et étudiés par certains auteurs [110,111].

I.11.7.1. Systèmes multi-compartiment avec disques rotatifs ou rotors entre membranes fixes

I.11.7.1.2. Filtre Dyno

La filtration dynamique membranaire avec le filtre Dyno est un procédé de flux croisé très polyvalent et performant pour la micro-, ultra- ou diafiltration de particules micro- à nano-dimensionnées. Le fonctionnement du filtre Dyno est basé sur le principe de la filtration par agitation, il se compose de plusieurs modules de filtre en forme de disque qui sont disposés en série et forment un système de chambre hermétiquement et complètement fermé. La structure des modules et les équipements du filtre Dyno sont présentés dans la Figure I.12.



DYNO Membrane (type L, A_F = 6 m², 15 modules)

Figure I.12 : Structure de modules et équipements industriels du filtre Dyno [112]

Le Dyno est fabriqué par la société BokelaGmbH (Karlsruhe, Allemagne) avec une surface de membrane variant entre 0.13 et 12 m^2 et une pression maximale de 600 kPa. Il est disponible avec des membranes en polymères ou en céramiques [113].

I.11.7.2. Systèmes de filtration à disque tournant (RDM)

L'une des premières utilisations du système disque rotatif a été publiée en 1995 par Lee et al. [114] ; ils ont utilisé un petit dispositif de 15 cm de disque rotatif devant une membrane plate circulaire de 137 cm^2 de surface (nylon membrane 0.2 µm) pour la concentration de cellules de levure recombinantes contenant un produit intracellulaire (Figure I.13). En 1996, Frenander et Jonsson [115] ont utilisé ce système pour la séparation de protéines de cellules bactériennes en utilisant la microfiltration tangentielle.

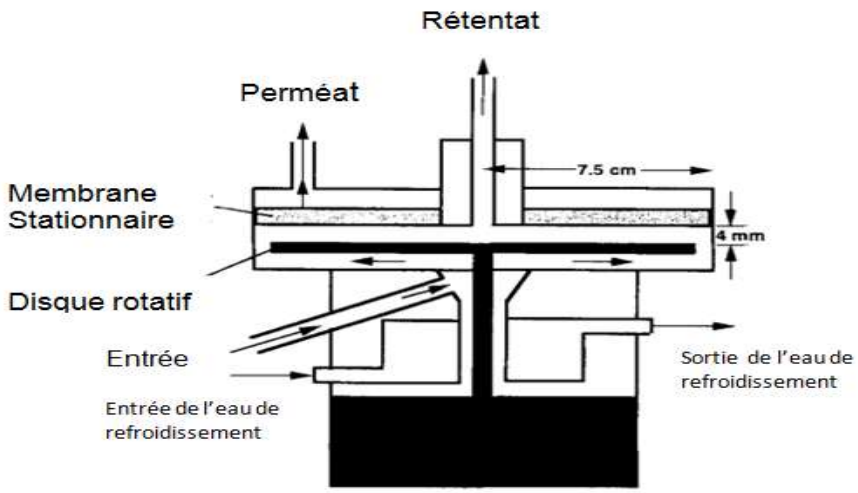


Figure I.13 : Section transversale de Filtre dynamique à membrane de dimensions à l'échelle du laboratoire (DMF LAB6''') [114]

Le système de disque rotatif (RDM) a été reproduit dans le laboratoire de génie des procédés à l'université de technologie de Compiègne (UTC) par un groupe de chercheurs depuis une vingtaine d'années [116,117]. Ce système (Figure I.14) a été fabriqué selon un premier design puis a été redésigné à cause des besoins techniques pour améliorer le flux de filtration. Ce procédé a, jusqu'à présent, été utilisé avec succès pour le traitement des eaux usées, purification des jus, concentration de protéines de lait [118,119].

À cause du colmatage des membranes et la diminution des flux, qui sont des problèmes importants dans la clarification du jus de chicorée pour la production d'inuline par le procédé membranaire, Luo et al. [120] ont utilisé un module de disque rotatif (RDM) équipé de quatre membranes de MF et d'UF pour traiter l'extrait de la racine d'endives sauvage, et pour étudier le comportement de flux du perméat sous l'effet des forces élevées de cisaillement. Ils ont montré que l'augmentation de la vitesse de rotation du disque peut réduire la polarisation de concentration et le colmatage en dépôt (gâteau), et donc d'améliorer le flux de perméat. Zhu et al. [121], en utilisant le système RDM, ont étudié des caractéristiques qualitatives et des comportements d'UF de jus de chicoré, obtenu à des températures différentes de champ électrique non traité et pulsé, (PEF) pour traiter les racines de chicoré.

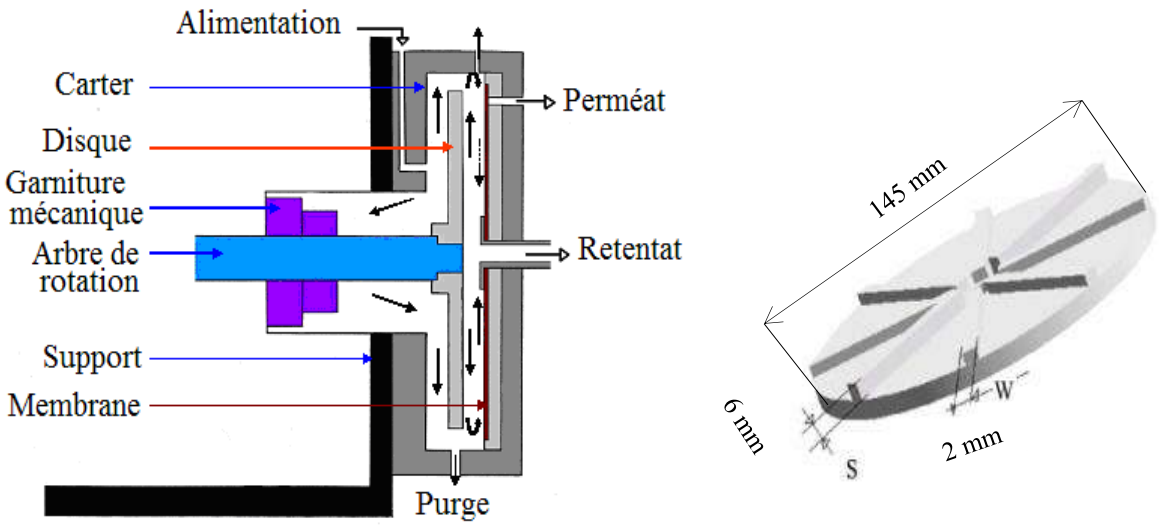


Figure I.14 : Schéma du module de disque rotatif de l'UTC avec disque équipé d'aubes [116,122]

Luo et al. [123] ont étudié aussi le traitement des eaux usées contenant un détergent de nettoyage (lave-vaisselle) en utilisant un module de disque tournant équipé d'une membrane de NF. Ils ont montré la haute performance de haut cisaillement de la filtration dynamique dans le traitement des eaux usées par NF en utilisant le système RDM pour l'amélioration du flux de perméat, ou la réduction de la DCO, en raison de la réduction de la polarisation de la concentration, de sorte qu'un prétraitement UF n'était pas nécessaire. Également, Luo et al. [124] ont étudié le traitement de l'eau usée de l'industrie laitière par NF ; ils ont utilisé un module de RDM et une membrane NF (NF70, Dow-Filmtec). Ding et al. [125] ont utilisé ce module dans l'UF de lait écrémé ; ils ont utilisé un disque lisse et un disque équipé d'ailettes de 6 mm d'hauteur tournant à grande vitesse angulaire près d'une membrane circulaire de 50 kD. Brou et al. [126] ont ce même système pour étudier la récupération des exopolysaccharides (EPS) produits par des bactéries par MF. Brou et al. [127] ont également utilisé le disque rotatif (RDM) pour étudier la performance obtenue par le disque rotatif équipé d'aubes droites de différentes hauteurs en utilisant des suspensions de levure de boulanger comme liquide d'essai. Par ailleurs, Moulai-Mostefa et al. [128] ont utilisé ce système pour l'UF de solutions tensioactives et pour le traitement des émulsions huile-dans-eau. Selon ces auteurs, la séparation de la phase huileuse à partir d'effluents huile-eau est très difficile par les procédés traditionnels. Ils utilisé le procédé de dynamique d'UF et, ils ont montré que la turbidité de la solution initiale à 4 % (21 900 NTU) pouvait chuter à 2 NTU dans le perméat après 15 min de filtration, ce qui représente une rétention de 99.5 % de l'huile. Ils ont montré aussi le rôle des ailettes dans l'amélioration du flux de perméat.

I.11.7.3. Systèmes à membranes tournantes

Un autre système multidisque, mais avec des membranes tournantes, est produit par Spintek (Huntington, CA, USA) avec une surface de membrane maximale de 2.3 m^2 pour les modules de laboratoire et 13.9 m^2 pour le module industriel. Initialement disponible avec des membranes organiques, il peut maintenant recevoir des membranes minérales (Figure. I.15). Les seuils de coupure disponibles pour les membranes varient entre 200 Da et 3 µm. La vitesse de rotation de l'arbre de rotation peut atteint des vitesses tangentielles supérieures à 20 m s^{-1}. Et la pression admissible dans le module est d'environ 10 bars.

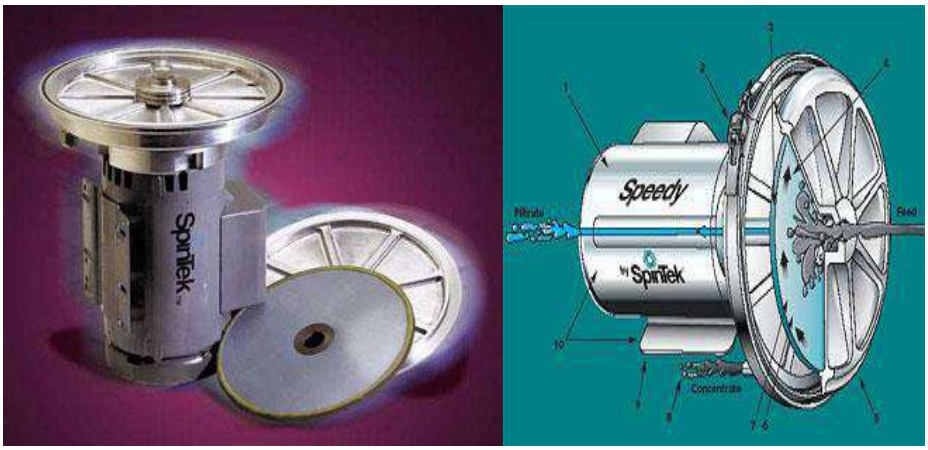


Figure I.15 : Multidisque membrane tournante filtre (Spintek) [129]

I.11.7.4. Systèmes à membranes vibrantes

Le VSEP (New LogicResearch, Inc.) est un système de séparation à membranes qui a été utilisé pour extraire de l'eau supplémentaire à partir de solutions hautement salines [130]. Une conception originale connue sous le nom amélioration de cisaillement par le traitement vibratoire (VSEP), a été proposé en 1992 par Armando et al. [131].

Il se compose d'un empilement de membranes organiques circulaires de 503 cm^2 de surface (rayon intérieur de 4.7 cm et rayon extérieur de 13.5 cm) séparées par des joints et des collecteurs de perméat (Figure I.16), placés sur un arbre de torsion vertical tourné en oscillations azimutales par une base vibrante, cet arbre amplifie les vibrations générées à la plaque de fond par un moteur d'entraînement excentrique. Le taux de cisaillement sur la membrane est créé par l'inertie du rétentat qui se déplace avec un déphasage de 180° avec la membrane et varie sinusoïdalement avec le temps et proportionnellement au rayon. Le module industriel (série LP) peut travailler jusqu'à des pressions d'environ 70 bars et des températures de 80°C.

À cause de l'utilisation de la résonance, ce système est meilleur pour la consommation d'énergie car il permet de minimiser la puissance nécessaire pour produire les vibrations.

Le VSEP a été largement utilisé dans le traitement de divers flux d'eaux usées. Ces applications comprennent l'élimination des hydroxydes métalliques dans les eaux usées des usines chimiques, le traitement des émulsions huile-dans-eau et la réduction de la demande chimique en oxygène (DCO), du COT (carbone organique total) et de la DBO (demande biologique en oxygène) dans les effluents des usines de pâtes et papiers [131].

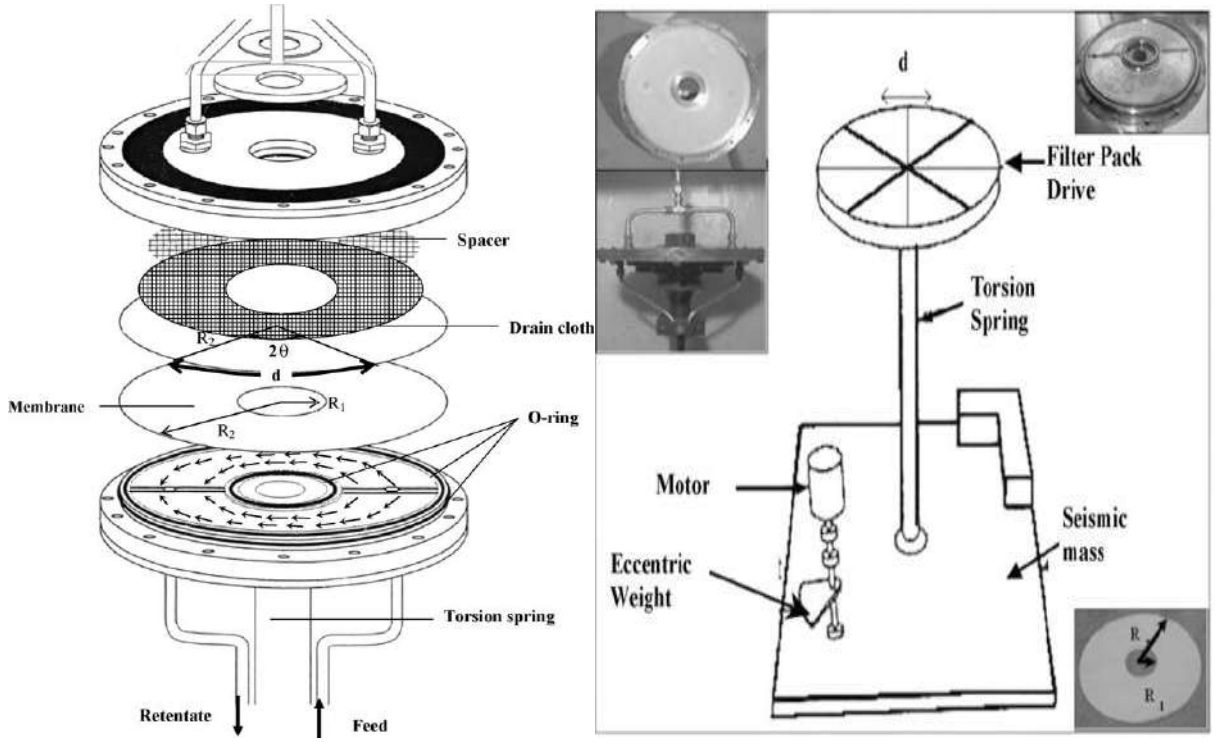


Figure. I.16 : Schéma de la série L du module de laboratoire VSEP à membrane unique oscillant autour de son axe vertical [97, 132].

Moulai-Mostefa et al. [133] ont étudié l'application d'un système de filtration amélioré par cisaillement vibratoire (VSEP) pour la séparation de l'eau des émulsions huile dans l'eau. Jaffrin [90], dans sa revue, il cite une comparaison de performances entre le système vibrant (VSEP) et un module de disque tournant (RDM) dans la microfiltration (MF) de suspensions de levure et dans l'ultrafiltration (UF) de lait écrémé. Il a fait une bonne comparaison technique de différentes conceptions à la lumière de la mécanique des fluides et des considérations énergétiques.

Al-Akoum et al. [134] ont utilisé ce module (VSEP) pour étudier la séparation des micelles de caséine des protéines de lactosérum de lait écrémé reconstitué à partir de lait en poudre à basse température. Dans le domaine agroalimentaire, le VSEP a été utilisé pour des recherches sur le traitement de divers produits laitiers [132]. Ces travaux ont été réalisés sur un domaine allant de la microfiltration à l'osmose inverse suivant les applications souhaitées [135, 136].

I.11.7.5. Système de multi shaft disc (MSD)

Bien que les applications industrielles de ces systèmes existent, peu de travaux ont été cités dans la littérature [90]. Ce système a été proposé par la société Westfalia Separator (Allemagne). Il est composé de deux arbres creux tournant à la même vitesse contenante chacun six membranes en céramique montées en chevauchement (Figure I.17).



Figure I.17 : Schéma du pilote MSD [113,222,137]

I.11.7.6 Filtre à disque à un arbre

Le filtre à disque à un arbre ou (single shaftdisk filter, SSDF) combine sensiblement la performance de haute filtration avec la réduction significative de service et de coût de l'opération de filtration. La consommation d'énergie n'est pas élevée pour ce modèle, il peut avoir des consommations énergétiques comprises entre 0.12 et 0.17 $kW.h^{-1}$. Le filtre SSDF est exploité sous l'effet de la pression avec des membranes céramiques ayant des surfaces comprises entre 0.5 et 100 m^2, pour que l'apport en oxygène soit sensiblement réduit. Le nettoyage du filtre SSDF est facile. Ce dernier est utilisé dans la purification et la clarification des jus de fruit [138].

I.11.7.7 Système optifilter™ CR

Ce système est conçu par la société Metso-Paper. L'Optifilter CR est un appareil avancé basé sur une séparation physique fine à haut niveau moléculaire, de type lame et cadre, dans laquelle les membranes plates sont fixées sur les deux côtés des cadres filtrants. Ils sont empilés les uns sur les autres. Entre chaque cadre, il y a un rotor qui crée une turbulence afin d'améliorer la capacité du filtrat et de réduire l'effet de colmatage (Figure I.18). La surface totale de membranes peut atteindre 140 m^2 [122]. L'OptiFilter™ CR est utilisé en ultrafiltration, nanofiltration ou osmose inverse, il remporte

un certain succès dans l'industrie des pâtes et papiers pour réduire la consommation d'eau. Ce système a été étudié pour le traitement d'effluents d'industries de peinture [122,139].

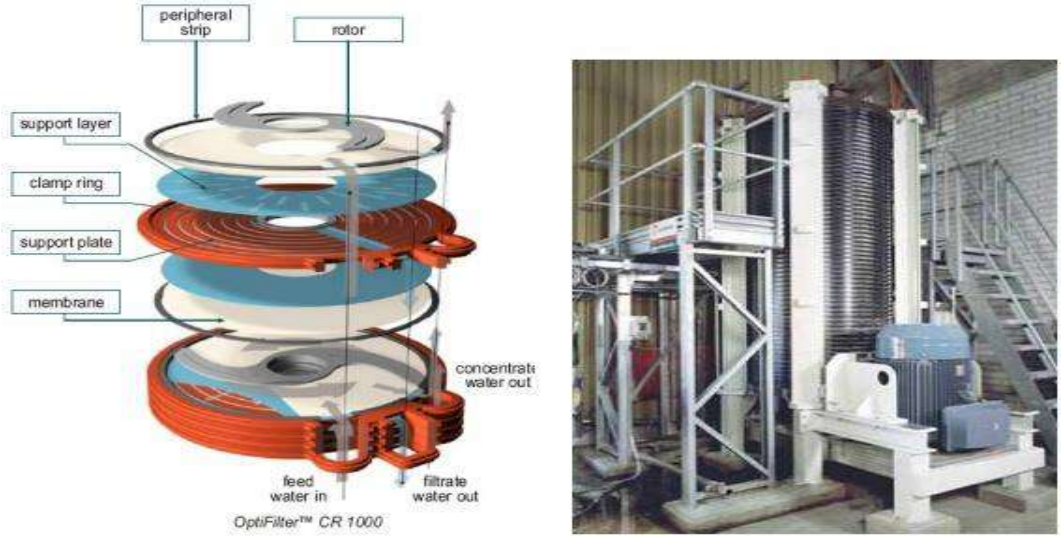


Figure I.18 : Système OptiFilter™ CR 1000 dans une unité industrielle de récupération de Pigments de peinture [140]

I.11.7.8 Systèmes à cylindre rotatif

Les premiers systèmes de filtration dynamique commercialisés étaient de type écoulement de couette (entre deux cylindres) avec des membranes cylindriques tournant à l'intérieur d'un boîtier cylindrique concentrique, comme le filtre Biodruck (Sulzer AG, Winterthur, Suisse) et la biofiltration rotative de référence (Membrex, Garfield, NJ, USA) [141]. Ce concept profite des tourbillons de Taylor créés dans les grands nombres de Taylor (lorsque le nombre de Taylor dépasse le seuil critique de 41.3) dans l'espace annulaire entre les membranes et le logement qui augmentent le taux de cisaillement par rapport au flux Couette classique [142]. Une autre membrane peut être montée sur le boîtier fixé, mais la surface maximale de la membrane des systèmes commerciaux semble avoir été d'environ 2 m^2. L'application la plus réussie de ce concept était le filtre à cellules plasmatiques (Hemascience, Santa Ana, CA, États-Unis) introduit en 1985 pour la collecte par plasma des donneurs.

I.12 Applications des procédés membranaires dans l'industrie

I.12.1 Production alimentaire

Le procédé membranaire a révolutionné l'industrie laitière et a conduit au développement de nouveaux produits. Cette révolution a été réalisée au cours des 34 dernières années et englobe non seulement l'UF, la NF mais également la MF [143]. En 2001, plus de 450 000 tonnes de fromage ont

été fabriquées à l'aide d'une technologie d'UF [144]. L'histoire de la fabrication de fromage à l'aide de membranes, a débuté à la fin des années 1960 avec l'invention du processus MMV [145,146]. Ce processus, nommé d'après ses inventeurs [145], a ouvert de nouvelles voies pour des progrès significatifs dans la fabrication de fromages, y compris l'amélioration de l'efficacité de l'usine, l'augmentation du rendement du fromage, le développement d'un processus continu et les possibilités de créer de nouvelles variétés de fromage [144].

Les applications de la séparation des membranes ont été utilisées dans l'industrie alimentaire il y a plus de vingt ans [147]. En plus de l'industrie laitière, les membranes sont utilisées dans le traitement des jus et dans l'industrie du sucre. Dans le domaine des jus de fruits, l'application majeure des membranes concerne la clarification par MF ou UF [148]. L'industrie du jus de pomme a profité du potentiel des membranes en raison de l'exigence de la limpidité et d'une grande production qui justifie l'investissement à long terme [148]. Les principaux avantages de la technologie des membranes sont l'économie d'énergie et la meilleure qualité des produits. Le prix d'un appareil à membrane est coûteux, et malgré sa faible consommation d'énergie, les coûts augmentent assez vite [149]. Dans le Tableau I.5, sont rassemblées quelques applications des procédés membranaires dans l'industrie alimentaire.

La filtration membranaire a été proposée comme une alternative pour simplifier considérablement le processus de purification et de diminuer la consommation énorme d'énergie dans l'industrie agroalimentaire en raison de l'opération à haute température [120]. Des études précédentes sur la purification du jus ont été effectuées en appliquant une microfiltration et ultrafiltration, pour certain auteur ont mis en évidence des avantages tels qu'une quantité de productivité élevée, un faible coût d'exploitation et une qualité élevée des produits [150,151].

Tableau I.4 Exemples d'applications membranaires dans les applications alimentaires [152]

Application	Produits	Procédé membranaire	Industrie
Vieille stérilisation	Lait	MF	Laiterie, boissons
Clarification	Jus de fruits, sirops	MF/UF	Boissons, maïs, Fraisage
Séchage/ Épaississement	Petit lait	UF/RO	Pomme de terre, Produits laitiers
Dessalage	Eau, fromage	RO/ED	Laiterie, boissons
Concentration	Jus de fruits, sucre	RO	Boissons, sucre raffinage
Fractionnement	Œufs	UF	Volaille
Récupération de produits	Acide lactique, acide citrique	UF/ED	Biotechnologies

I.12.2 Traitement des effluents industriels

Les effluents industriels sont multiples et complexes, les normes de rejets sont de plus en plus strictes et la réduction des empreintes environnementales, carbone et eau, est devenue une priorité. Le traitement des effluents industriels nécessite l'élimination des solides en suspension (SS)et autant de matières organiques que possible [153] pour la purification et la réutilisation éventuelle. L'élimination peut être réalisée par gravitation (très lente), par coagulation (dépendante de la charge électrique), par traitement thermiques et biologiques et par floculation (non dépendante des charges électriques et la plus rapide) [154].

Les processus de traitement biologique sont essentiellement des processus naturels accélérés, ils existent deux types de processus distincts, traitement en aérobie et traitement en anaérobie. Le premier type de procédé est l'application la plus générale pour le traitement des eaux usées, tandis que la digestion anaérobie trouve une application étendue pour le traitement des boues résiduaires et de plus en plus pour le traitement concentré des eaux usées, en particulier les eaux usées des industries de transformation des produits agricoles [155,156]. Des exemples de traitements thermiques sont les techniques d'évaporation et de distillation [157,158]. Un inconvénient de ces techniques est la haute consommation d'énergie pour évaporer l'eau des déchets.

Le processus de coagulation/floculation peut être utilisé comme prétraitement avant le traitement biologique afin d'améliorer la biodégradabilité des eaux usées pendant le traitement biologique [159]. Cependant, l'application de filtration membranaire dans le traitement des effluents industriels a connu un développement considérable en raison des avantages apportés par ce procédé propre.

Il existe des nombreux exemples de traitement par procédés membranaires des eaux usées générées par différentes industries, comme l'industrie laitière [160], l'industrie pharmaceutique [161] et l'industrie pétrochimique [162]. Dans l'industrie laitière, l'eau est utilisée dans toutes les étapes de l'industrie, y compris le nettoyage, la désinfection, le chauffage, le refroidissement et le lavage des sols. Naturellement, le besoin de l'industrie pour l'eau est énorme [163]. En général, les déchets de l'industrie de la transformation des produits laitiers contiennent une forte concentration de matières organiques telles que des protéines, des hydrates de carbone et des lipides, une forte DBO et une DCO, et des concentrations élevées de matières solides en suspension et de graisse à huile en suspension. Tous ces traitements nécessitent des traitements spécialisés pour prévenir ou minimiser les problèmes environnementaux [164].

I.12.3. Dessalement de l'eau de mer

Le dessalement par osmose inverse de l'eau de mer (SWRO) est de plus en plus souligné en tant que stratégie de conservation des ressources limitées en eau douce. Le colmatage de membranes de

SWRO et la haute consommation d'énergie [165] ont un impact significatif sur le fonctionnement des usines de dessalement. Les substances de colmatage membranaire de SWRO consistent en i) colmatage biologique (biofouling) (48%), ii) colloïdes inorganiques (18%), iii) composés organiques (15%), iv) silicites/silicates (13%), v) gisements minéraux (6%) et vi) coagulants (5%) [166,167]. Une préoccupation majeure pour les systèmes d'OI reste le coût dicté par la consommation d'énergie et les coûts de remplacement de la membrane. Les paramètres de coûts qui peuvent être optimisés à l'avenir comprennent l'alimentation électrique, le remplacement de la membrane et les produits chimiques ajoutés. Les systèmes d'automatisation peuvent contribuer à une plus grande fiabilité et à la sécurité des installations, ainsi qu'à une réduction du colmatage des membranes et à un meilleur contrôle des fautes [168]. La consommation d'énergie de dessalement de l'eau de mer dépend de plusieurs facteurs tels que, la concentration d'eau d'alimentation, la méthode de dessalement, les caractéristiques physiques et chimiques de l'eau d'alimentation, l'existence et le type de système de récupération d'énergie, les conditions de fonctionnement et, l'emplacement de l'usine de dessalement [169].

I.13. Conclusions et positionnement du sujet

La présentation de l'état de l'art de cette étude a mis en évidence, dans un premier temps, une brève définition de la membrane (l'outil de filtration) ; ce dernier a été bien discuté avec un schéma illustrant le principe de filtration, et ses méthodes. Les différents procédés de filtration (tangentielle et frontale) et leurs caractéristiques ont été citées. Le colmatage des membranes comme nous l'avons déjà cité et les méthodes de sa réduction ou de son élimination et aussi la modélisation de ce phénomène construit notre parcours de recherche dans ce modeste travail. Ce phénomène reste un sujet d'actualité pour les chercheurs que ce soit au niveau de laboratoire ou à l'échelle industrielle. C'est pour cette raison que nous avons opté pour ce thème de recherche dans l'espoir d'apporter notre contribution à une technologie en pleine essor dans les pays développés.

Pour entamer les grands axes de ce problème, nous avons préalablement commencé cette étude par un travail expérimental où nous avons déterminé le flux de perméat en fonction du temps et pour certaines pressions, où nous avons remarqué la diminution du flux. Ce déclin de flux nous a incité à utiliser la CFD dans le but de connaître et prédire la distribution de la pression et de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane. Nous avons également tenté à travers cette étude de déterminer l'allure de la couche de dépôt sur la surface de la membrane en utilisant un autre fluide ($CaCO_3$) que celui utilisé pour la détermination de la distribution de la pression sur la surface de la membrane.

Chapitre II :

Ultrafiltration frontale assistée par un disque rotatif du jus de chicorée optimisation de ses performances

II.1 Introduction

Le présent travail consiste en l'étude du procédé d'UF du jus de chicorée à une échelle pilote (avec un réservoir de 1 litre) et l'amélioration de la performance de filtration à l'aide du RDM (système de filtration dynamique). Dans cette étude, une planification expérimentale de type surface de réponses (RSM) a été utilisée pour déterminer les conditions de traitement optimales (pression transmembranaire et taux de cisaillement) pour un flux moyen maximal et une consommation d'énergie spécifique minimale.

Dans ce chapitre, on discutera en premier lieu les principales méthodes et matériel utilisés pour la réalisation de cette étude expérimentale de filtration. On introduira brièvement le procédé de purification du jus de Chicorée à l'échèle industrielle et à l'échèle de laboratoire, puis on citera le matériel utilisé dans la purification. On établira par la suite les résultats expérimentaux et théoriques de cette étude.

II.2 Extraction et purification de jus de chicorée

Le jus de chicorée a été extrait des racines de chicorée (fournies par COSUCRA, Belgique). Les racines de chicorée fraîches ont été tranchées puis prétraitées par un champ électrique pulsé (PEF) pendant 50 min par un générateur pilote de PEF (Hazemeyer, France). Les tranches de chicorée prétraitées ont été placées dans un extracteur pilote à contre-courant où la température de diffusion variait entre 30 et 80°C, et la durée de diffusion était de 90 min. La construction et le principe du fonctionnement du diffuseur et les détails des expériences de diffusion ont été rapportés dans des travaux antérieurs [170]. Les jus extraits provenant de différentes conditions de diffusion ont été préfiltrés par un tamis de taille de pores de 0.25 mm ensuite mélangés, puis divisés en portions de 1.5 L et stockés à la température de -20°C jusqu'à utilisation ultérieure. Le jus extrait contient 8.5 à 12% de matière soluble et 9 à 11% d'inuline.

Afin de purifier le jus obtenu contenant de l'inuline et d'autres impuretés (principalement en raison de la température d'extraction élevée), des opérations complexes sont nécessaires. Le processus de purification se compose principalement de deux étapes. Dans la première étape, il existe des prélèvements, du calage, de la première carbonatation, de la première filtration, de la deuxième carbonatation et de la deuxième filtration [171]. Ensuite, la déminéralisation des jus, la décoloration, l'évaporation et le séchage par pulvérisation sont utilisés pour une purification supplémentaire et une production commerciale d'inuline. Bien que la technologie de purification conventionnelle puisse éliminer efficacement les substances insolubles et certaines substances solubles, elle nécessite beaucoup de travail, prend du temps et ne respecte pas l'environnement.

Une étude précédente [172] a montré que l'application du champ électrique pulsé (PEF) conduit à une extraction non thermique ou thermiquement modérée plus sélective des composants actifs à partir de diverses plantes. Ensuite, on peut obtenir du jus extrait avec une qualité supérieure. En outre, le traitement PEF permet de diminuer la consommation de citron et de faciliter le processus de purification.

Cependant, comme d'autres procédés de filtration axés sur la pression, l'ultrafiltration du jus de chicorée est soumise à une diminution du flux de perméat avec le temps. Ce phénomène est le principal obstacle qui limite le développement de l'application de filtration dans un domaine industriel. Le colmatage des membranes dans la filtration des jus est causé par l'accumulation d'espèces macromoléculaires ou colloïdales (telles que la pectine, les protéines et les colorants) sur la surface de la membrane ainsi que dans les pores de la membrane. Afin de profiter du processus de filtration et de promouvoir son application à l'échelle industrielle, divers efforts ont été réalisés pour contrôler ou éliminer le colmatage des membranes, y compris le prétraitement du jus d'alimentation [173], l'utilisation de la membrane anti-fouling [174], modification de la méthode de fonctionnement (filtration par flux transversal et processus amélioré par cisaillement) [175]. Parmi ces approches, le module de disque rotatif (RDM) est considéré comme techniquement rigoureux et économiquement attractif. Grâce à la vitesse de cisaillement élevée (1-3 × 10^5 s^{-1}) générée par la rotation du disque près de la surface de la membrane, les principales causes de colmatage des membranes telles que la polarisation de la concentration, la formation de gâteau et le colmatage des pores membranaires [176,177] pourraient être effectivement contrôlés ou même éliminés.

Pendant le processus de filtration par le système RDM, la pression transmembranaire (PTM) et le taux de cisaillement sont deux paramètres clés de fonctionnement, car la pression transmembranaire (PTM) joue le rôle de force entraînée pour l'augmentation du flux et le colmatage de la membrane, et le taux élevé de cisaillement pourrait éliminer le colmatage des membranes au prix de la consommation d'énergie. Par conséquent, il sera intéressant d'optimiser les performances de filtration et de minimiser sa consommation d'énergie en étudiant les interactions de ces deux paramètres d'opération et leurs effets sur le comportement de la filtration.

II.3 Matériel et méthodes

II.3.1 Module à disque rotatif

Le module à disque rotatif contient un disque métallique avec ailettes et/ou sans ailettes ; ce dernier tourne à des vitesses différentes qui ne dépassent pas 3000 tr/min au voisinage d'une membrane circulaire d'une surface de 190 cm^2 supportée par un disque poreux de polypropylène de 0.3 mm d'épaisseur [135]. Deux types de modules ont été conçus en laboratoire (centre de recherche de l'UTC). Le plus petit a été décrit par Bouzerar et al [178,179], l'un de ses deux modèles l'alimentation du module de filtration se fait par une entrée qui se situe derrière le disque, tandis que pour l'autre type, le rétentat est évacué par l'arbre de rotation qui est creux. Ces types de systèmes, disponibles à l'échelle de laboratoire, ont montré une bonne efficacité en micro-filtration (MF) des suspensions biologiques [115, 180] ; néanmoins à l'échelle industrielle ce système présente une complexité d'exécution à cause de la difficulté d'ajustement mécanique du disque de grand diamètre et de l'arbre qui a un diamètre inférieur à celui du disque sans oublier le coût de leur fabrication, aussi la difficulté de placement de la membrane [135]. Le module de filtration utilisé est schématisé sur les Figures II.1, II.2 et II.3. Dans le système actuel, la sortie du rétentat s'effectue par la face avant du module. Ces modifications ont été réalisées afin de permettre d'atteindre des pressions de fonctionnement plus importantes [135]. La membrane est fixée face au disque. Le filtrat est recueilli par un orifice situé sur la partie avant du module (Figure II.1).

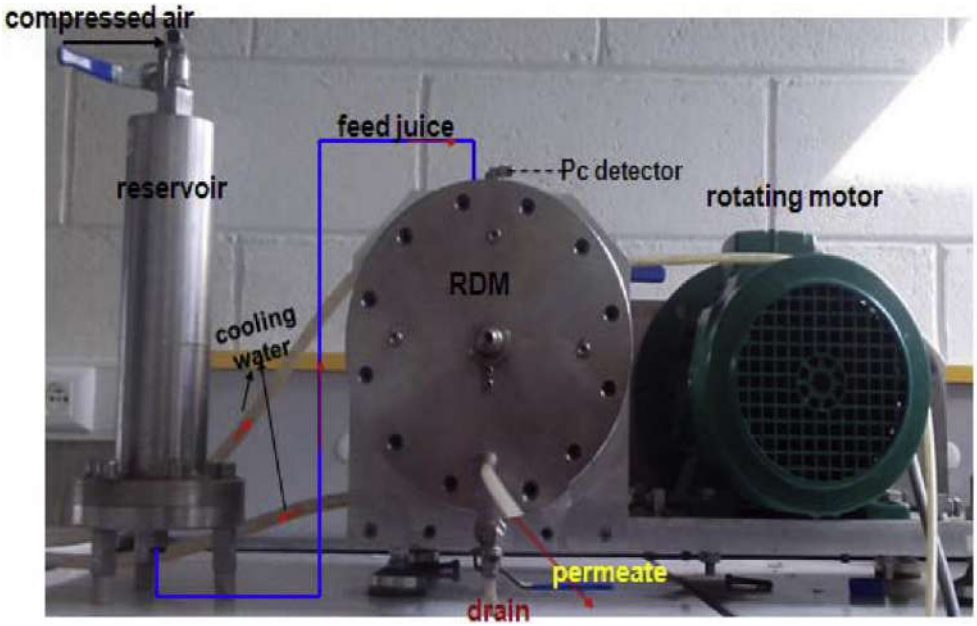


Figure II.1 Photo de l'équipement DRM

II.3.2 Montage expérimental

Le circuit comprend (Figure II.2) un réservoir de 30 cm de longueur et 15 cm de diamètre et de capacité d'un litre. Ce réservoir a deux orifices, l'un est utilisé pour injecter de l'air comprimé à l'intérieur du réservoir pour pouvoir comprimer le fluide contenu à l'intérieur de ce réservoir et, un autre orifice pour faire alimenter le dispositif (RDM). Le disque sur lequel sont montées les membranes est équipé d'ailettes (Figure II.4). Les ailettes ont une hauteur de 6 mm et une épaisseur de 2 mm. Le disque a un diamètre de 14.5 cm. Dans ce cas de filtration (frontale), on n'a pas de rétentat et l'orifice d'évacuation est fermé pendant toute la durée d'expérience. Le filtrat est récupéré dans un récipient de 1 L de capacité et posé sur une balance électronique (Figure II.2). Pour mesurer le flux de filtration en fonction de temps, la balance électrique est connectée directement à une chaine d'acquisition pilotée par un ordinateur. La pression périphérique (P_c) est mesurée par un capteur de pression qui est lui-même connecté à la chaîne d'acquisition.

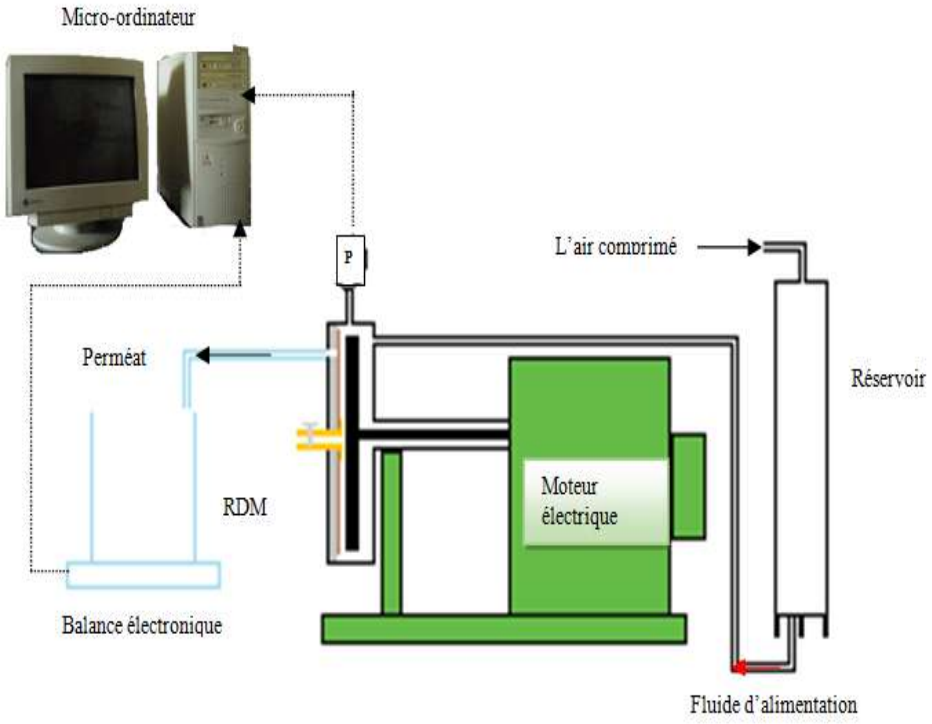


Figure II.2 : Diagramme schématique de RDM (Disque rotatif à membrane) et les étapes de filtration frontale

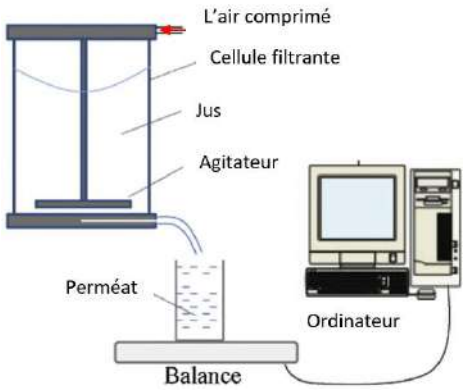


Figure II.3 : Diagramme schématique de celle Amicon 8200. [21]

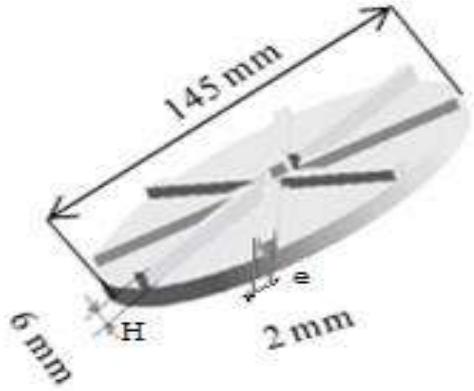


Figure II.4 : Schéma de disque à ailettes utilisé dans le module à disque rotatif

La figure II.3 représente le diagramme schématique de la cellule Amicon 8200, dans cette unité de filtration, l'ultrafiltration frontale de jus de chicorée a été réalisé. Surface efficace de la membrane est de 3,17 × 10^{-3} m^2 et un volume maximal de 180 mL, L'agitation a été effectuée au moyen d'un agitateur magnétique fixé sur la surface de la membrane, tourne à une vitesse constante de ω = 500 tr/ min.

II.4 Paramètres calculés

Le flux de perméat (J) a été calculé par l'équation suivante [123] :

$$J = \frac{1}{A}\frac{dV_p}{dt} \quad (1)$$

Où *A* est la surface efficace de la membrane, *Vp* est le volume total de perméat, et *t* est le temps de filtration.

La diminution du flux (FD) est exprimée en pourcentage de la diminution de débit de perméat d'alimentation :

$$FD = \frac{J_{ai} - J_{af}}{J_{ai}} \times 100 \quad (2)$$

Où J_{ai} et J_{af} sont les flux de perméat au début et à la fin de la filtration, respectivement.

Le taux de réduction de volume (VRR) est défini comme :

$$VRR = \frac{V_f}{V_c} \quad (3)$$

Où V_f Est le volume d'alimentation initial et le volume de concentré V_c.

Le taux moyen de cisaillement de la membrane (γ_m s^{-1}) pour notre système RDM peut être calculé par l'équation suivante [90]:

$$\gamma_m = \frac{0.0164 R^{8/5} (k\omega)^{9/5}}{\nu^{4/5}} \quad (4)$$

La consommation d'énergie par m^3 de perméat (énergie spécifique, E_c) pour le disque rotatif est représentée par l'équation suivante :

$$E_c = \frac{P_d}{Q_f} \quad (5)$$

Lorsque P_d est la puissance du moteur à disque rotatif (kW), et Q_f est le débit de perméat (m^3 h^{-1}), P_d peut être calculé par la relation suivante [124] :

$$P_d = 0.141 e^{0.000756N} \quad (6)$$

Où N est la vitesse de rotation du moteur de disque (tr/min).

II.5 Planification expérimentale

II.5.1 Introduction

Bien que la méthode orthogonale traditionnelle soit largement utilisée dans l'optimisation des paramètres d'exploitation de filtration, elle ne peut pas générer d'expression fonctionnelle entre les facteurs et les valeurs de réponses et, par conséquent, il est difficile de trouver la combinaison optimale des facteurs.

La méthodologie de surfaces de réponses (RSM) est une collection de techniques statistiques et mathématiques utiles pour le développement, l'amélioration et l'optimisation des processus [181,182]. La RSM est largement utilisée en biotechnologie et dans d'autres domaines connexes, en particulier pour les processus où les interactions existent entre les facteurs de

traitement. Par exemple, Tir et Moulai-Mostefa [183] ont utilisé cette méthode pour l'optimisation du procédé de traitement des émulsions par électrocoagulation en étudiant l'effet de plusieurs paramètres (densité de courant, pH de la solution et temps d'électrocoagulation). René Andrés Ruby Figueroa [184] ont utilisé la méthodologie RSM pour analyser la performance des membranes de fibres creuses en polysulfone pour la clarification des liqueurs par UF.

Afin de maximiser le flux de perméat et de minimiser l'indice de colmatage, l'approche de la fonction de désirabilité a été appliquée pour analyser les équations du modèle de régression. Cai et al. [185] ont utilisé RSM pour étudier les meilleures conditions pour la réduction de colmatage lors de l'ultrafiltration assistée par ultrasons des mélanges *Radis astragalus*. Liu et al. [186] ont utilisé RSM pour optimiser l'extraction par ultrasons de composés phénoliques à partir de coquilles de graines *Euryale Ferox*.

Sadeghian [187] a étudié la capabilité de l'UF pour le traitement des émulsions huile-dans-eau en utilisant une membrane creuse de fluorure de polyvinylidène ; il a utilisé la méthode centrale de conception composite et la RSM pour optimiser les variables de fonctionnement (pression transmembranaire et vitesse).

II.5.2 Conception expérimentale par RSM

La méthodologie de surface de réponses (RSM) et en particulier une conception rotative composite centrale (CCRD) a été utilisée pour l'étude des effets de deux variables indépendantes (conditions de filtration), à savoir la PTM (X_1) et le taux de cisaillement (X_2). Les réponses retenues pour cette étude sont le flux moyen (F_{moy}) et l'énergie spécifique (E_c) de la filtration. L'analyse de régression a été effectuée sur les données obtenues à partir des expériences. La conception expérimentale et l'analyse statistique ont été effectuées à l'aide d'un logiciel Design-Expert version 7.0. Les niveaux codés et réels pour les variables de processus ou indépendantes sont présentés dans le Tableau II.1. La correspondance entre les valeurs codées et les valeurs réelles peut être obtenue en utilisant la formule suivante :

$$x_i = \frac{X_i - X_i^0}{\Delta X_i} \quad (7)$$

Où x_i est la valeur codée, X_i est la valeur réelle correspondante, X_i^0 est la valeur réelle au centre du domaine, et ΔX_i est l'amplitude de variation autour de la valeur moyenne.

Les données expérimentales ont été ajustées à un modèle quadratique et des coefficients de régression ont été obtenus. Le modèle quadratique généralisé utilisé dans l'analyse de surface de la réponse (y) est le suivant :

$$y = b_0 + b_1 x_1 + b_2 x_2 + b_{11} x^2_1 + b_{22} x^2_2 + b_{12} x_1 x_2 \quad (8)$$

Où x_1 et x_2 correspondent à des variables indépendantes codées, à savoir PTM et taux de cisaillement, respectivement. Les valeurs b_n représentent des coefficients de régression correspondants. Trois répétitions au centre de designe (conception) ont été utilisées pour estimer l'erreur en somme des carrés.

Tableau II.1 Valeurs des variables indépendantes et leurs niveaux correspondants.

Variables indépendantes	Symbole		Les niveaux		
	Actuelle (Réelle)	Codée	-1	0	1
PTM (bar)	X_1	x_1	2	4	6
Taux de cisaillement (s^{-1})	X_2	x_2	12000 (500rpm)	57000 (1200rpm)	102000 (1670 rpm)

Les expériences ont été randomisées afin de maximiser les effets de la variabilité inexpliquée dans les réponses observées en raison de Facteurs externes. Le plan expérimental, ainsi que les résultats sont résumés dans le Tableau II.2.

Tableau II.2 Matrice d'expériences

Rang	Variables indépendantes		Réponses	
	PTM (bar) (A) X_1 (x_1)	Tau de cisaillement (s^{-1}) (B) X_2 (x_2)	Flux moyen (L/m^2h)	Energie specifique (kWh/m^3)
1	6 (+1)	57,000 (0)	85.4	233.5
2	4 (0)	12,000 (-1)	27.3	430.5
3	4 (0)	57,000 (0)	80.3	248.2
4	2 (-1)	102,000 (+1)	165.8	171.5
5	2 (-1)	57,000 (0)	89.9	221.7
6	2 (-1)	12,000 (-1)	27.6	425.6
7	4 (0)	57,000 (0)	131.9	151
8	6 (+1)	12,000 (-1)	16.4	716.2
9	4 (0)	102,000 (+1)	183	155.4
10	6 (+1)	102,000 (+1)	113.2	251.1
11	4(0)	57,000 (0)	94.8	210

II.6 Résultats et discussion

II.6.1 Comparaison des deux modules de filtration

La Figure II.5 représente une comparaison de la diminution du flux lorsque le VRR (Taux de réduction de volume) atteint 3.33 pour deux procédés de filtration, à savoir par RDM et par

l'utilisation de la cellule de filtration agitée Amicon 8200. Dans les deux cas, on a utilisé le même fluide, la même pression transmembranaire (PTM = 4 bars) et la même vitesse de rotation (500 tr/min). Il est évident que la filtration assistée par RDM a entraîné une diminution plus faible du flux (63%) par rapport à celle de la filtration agitée normale (81%). Bien que la vitesse de rotation soit la même pour ces deux expériences, le RDM peut générer un taux de cisaillement plus élevé à la surface de la membrane en raison de son disque équipé d'ailettes, ce qui entraîne une élimination de colmatage plus efficace. En outre, le nombre de Reynolds Re ($Re = D^2N\rho/\mu$, où D est le diamètre de l'agitateur (m), N la vitesse de rotation (tour. s^{-1}), ρ est la densité du fluide ($kg.m^{-3}$), la viscosité du fluide μ (Pa s)) du disque rotatif (RDM) est évidemment plus élevé que celui d'Amicon 8200, à la même vitesse de rotation en raison de son plus grand diamètre d'agitateur. Par conséquent, le taux de cisaillement le plus élevé peut être généré par le disque rotatif (RDM).

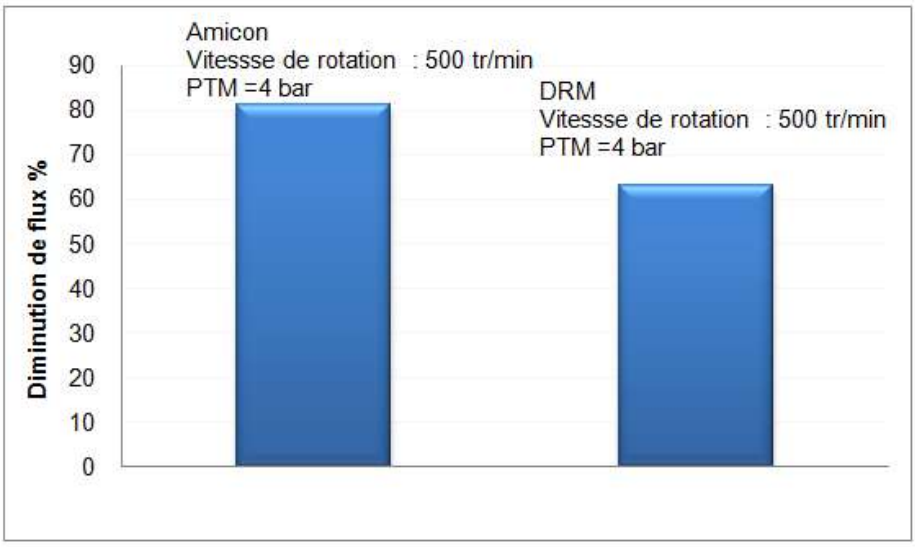


Figure II.5 : Comparaison de la diminution du flux entre unité Amicon et du RDM

Afin de comparer le colmatage de la membrane entre ces deux méthodes de filtration, l'Eq.9 qui décrit l'évolution du volume de perméat, a été utilisé pour modéliser le comportement de filtration [16].

$$V = \frac{A}{K} ln(\frac{KP_{tm}}{\mu R_m} t + 1) \quad (9)$$

Où R_m est la résistance à la membrane (m^{-1}), qui reste constante pendant toute l'étude expérimentale, car toutes les membranes utilisées avaient des pores de 50 kDa, K est le coefficient exponentiel de colmatage (m^{-1}) et qui dépend de la composition de l'alimentation, et

des propriétés de la membrane, A est la zone de filtration (m^2), P_{tm} est la pression transmembranaire moyenne (Pa) et μ est la viscosité (Pa.s) de fluide d'alimentation.

La Figure II.6 représente la variation du volume de filtration en fonction du temps et ce pour différentes vitesses de rotation du disque.

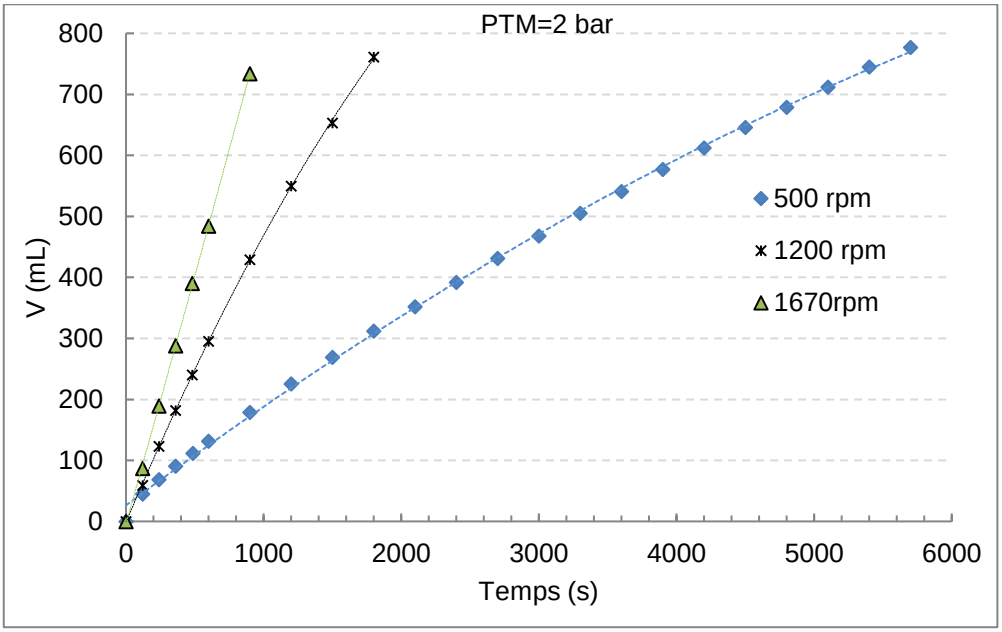


Figure II.6 : Volume de filtration par rapport au temps de filtration.
Les points (marqueurs) sont des données expérimentales et les lignes pointillées sont des résultats obtenus en appliquant l'Eq.9.

Ce modèle a été utilisé avec succès pour une étude de filtration avec une unité Amicon 8200, et le coefficient de colmatage *K* (membrane de 50 kDa, PTM de 1 à 4 bar) a été trouvé entre 40 et 70 m^{-1} en ajustant les résultats expérimentaux (*V* en fonction de *t*) avec l'Eq.9 [21]. Par ailleurs, le coefficient de colmatage pour la filtration assistée par le disque rotatif (RDM) peut être calculé en utilisant le même principe (Tableau II.3).

Tableau II.3 Coefficients de colmatage de la filtration assistée par RDM.

Conditions	2 bar	4 bar	6 bar
500 tr/min	1.86 m^{-1}	2.10 m^{-1}	5.85 m^{-1}
1200 tr/min	1.10 m^{-1}	2.15 m^{-1}	1.00 m^{-1}
1670 tr/min	0.01 m^{-1}	0.29 m^{-1}	1.20 m^{-1}

La cinétique de filtration à *PTM = 2* bar est présentée sur la Figure II.6 comme exemple pour montrer l'adéquation satisfaisante ($R^2 \approx 0,99$). Comme on le voit dans le Tableau II.3, le coefficient de colmatage à 2 bars diminue avec l'augmentation de la vitesse de rotation. La même tendance est également observée à 4 bars, sauf qu'un pic est observé à 1200 tr/min, tandis qu'à 6 bars, un minimum a été observé à 1200 tr/min. Étant donné que l'effet combiné de la PTM et de la vitesse de rotation sur le colmatage des membranes est compliqué, ce phénomène peut résulter d'un compactage membranaire au niveau élevé de la configuration hydraulique de la PTM et de l'inuline à haute vitesse de rotation. En outre, le coefficient de colmatage de la filtration assistée par le disque rotatif (RDM) (avec une membrane de 50 kDa) est nettement inférieur à celui de la filtration avec Amicon 8200, bien que la filtration assistée par RDM ait été effectuée à une PTM plus élevée (2-6 bars). Cette comparaison révèle qu'avec une vitesse de rotation plus élevée (et donc une vitesse de cisaillement plus élevée), le colmatage de filtration peut être effectivement contrôlé ou même éliminé.

II.6.2 Détermination de la cinétique d'ultrafiltration par DRM

L'évolution du flux lors de la filtration assistée par le disque RDM est représentée dans la Figure II.7 Le flux est évidemment affecté par le taux de cisaillement à une PTM constante. Par exemple, à une PTM de 2 bars, une augmentation du taux de cisaillement de 12000 à 102000 s^{-1} entraîne une augmentation significative du flux de perméat stationnaire, de 27 à 160 $L/m^2.h$, respectivement. Étant donné qu'un taux de cisaillement plus élevé peut réduire l'accumulation de solutés sur la surface de la membrane et ainsi diminuer la résistance totale à la filtration ; un flux de perméat plus élevé peut être obtenu de manière correspondante. En outre, le temps nécessaire pour atteindre le flux de perméat stationnaire est évidemment retardé par l'augmentation du taux de cisaillement.

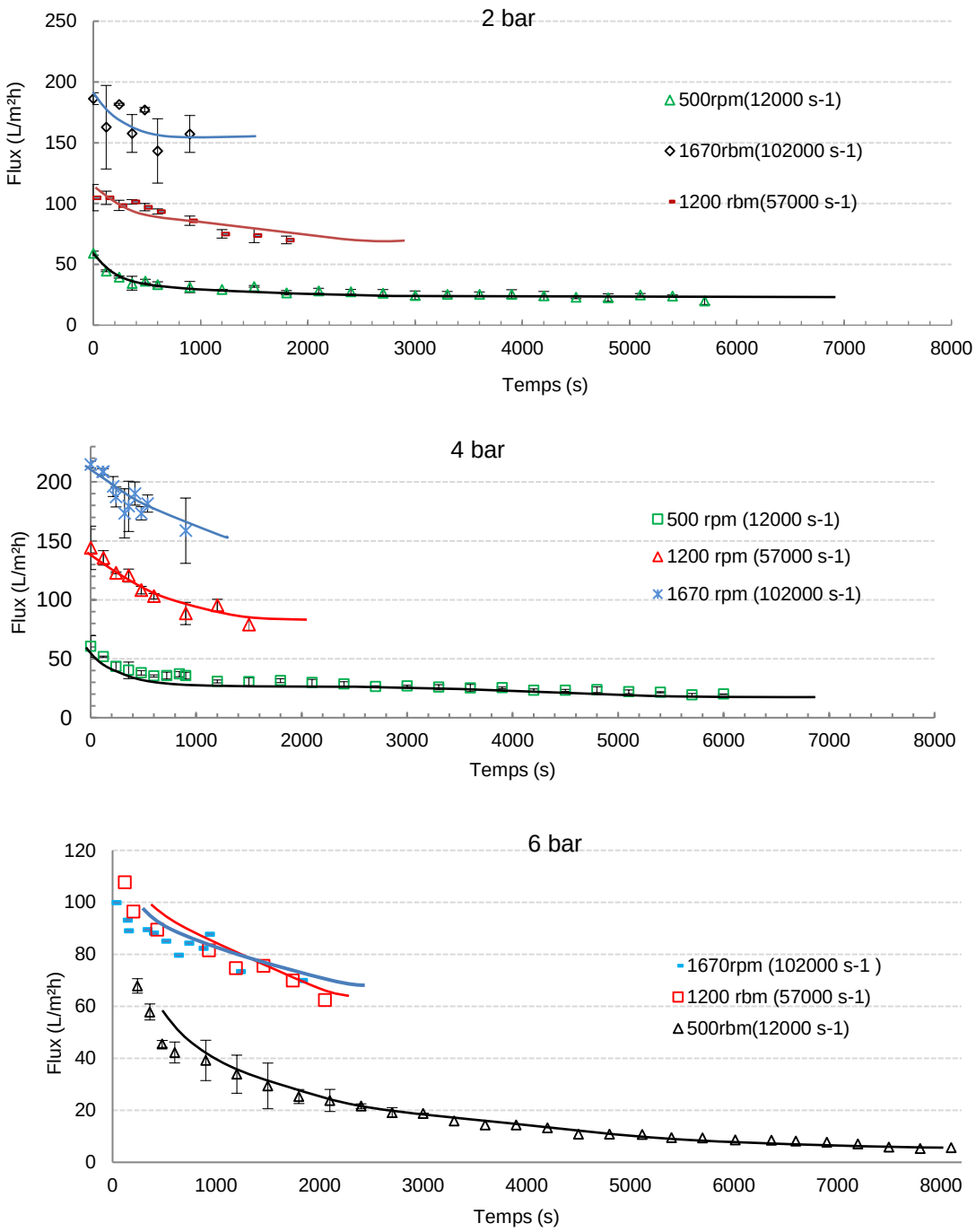


Figure II.7 : Évolution du flux lors de la filtration frontale assistée par RDM à différentes PTM (pression transmembranaire) et taux de cisaillement.

Ceci est le résultat d'un colmatage plus lent à un taux de cisaillement plus élevé. De plus, il est intéressant de noter qu'à 6 bars, le flux ne dépasse pas 57 000 s^{-1}. Cela peut s'expliquer par la concurrence de l'augmentation de la résistance à la filtration et l'augmentation de la force entraînée lorsque la PTM augmente.

II.6.3 Analyse statistique

Afin d'assurer la validité d'un bon modèle, il faut procéder tout d'abord à une analyse statistique. Normalement, la signification du modèle peut être évaluée en utilisant le test de Fisher et en particulier la valeur de F (F-value) ou bien la valeur de la probabilité p (p-value) [188]. Le modèle sera significatif lorsque la valeur de F est grande et, ou en conséquence, la valeur de p est très petite (inférieure à 0.05). Cette tâche peut être exécutée en procédant à l'analyse de variance (ANOVA) pour le flux moyen et l'énergie spécifique (Tableau II.4).

L'examen des résultats montre que la valeur de p du modèle RSM pour le flux de perméat moyen est de 0.0074. Étant donné que les valeurs de p inférieures à 0.05 indiquent que les termes du modèle sont significatifs [188], on peut conclure que le modèle est statistiquement significatif.

Tableau II.4 Analyse de variance (ANOVA) pour le modèle RSM de débit moyen et d'énergie spécifique

Sources		Somme des carrés	Degrés de liberté	Carré moyen	Valeur de F	Valeur de p	
Flux moyen [a]	Modèle	27796.52	5	5559.30	12.56	0.0074	Signifiant
	Résiduel	2212.70	5	442.54			
	Manque (défaut) d'ajustement	796.3	3	254.32	0.37	0.7841	Non signifiant
	Erreur pure	1416.41	2	708.2			
Énergie spécifique [b]	Modèle	268.000	5	53604.60	12.99	0.0069	Signifiant
	Résiduel	20627.92	5	4125.58			
	Manque (défaut) d'ajustement	15826.24	3	5275.41	2.2	0.3280	Non signifiant
	Erreur pure	4801.68	2	2400.84			

a) $R^2 = 0.93$; $R^2_{ajusté} = 0.85$; b) $R^2 = 0.93$; $R_{ajusté} = 0.86$.

Le manque d'ajustement de valeur p = 0.78 implique que le manque d'ajustement n'est pas significatif par rapport à l'erreur pure. La précision d'un modèle peut être vérifiée par le coefficient de corrélation (R^2). La valeur de R^2 pour le débit moyen est calculée comme étant égal à 0.93, ce qui est très proche de 1 et implique que la variation de l'échantillon de 93% pour

le débit moyen est attribuée aux variables indépendantes, et seulement environ 7% de la variation totale ne peut être expliquée par le modèle. Cela indique que la précision et la capacité générale du modèle quadratique sont bonnes. La même analyse a été réalisée pour l'énergie spécifique basée sur les résultats de l'ANOVA (Tableau II.4) pour confirmer la qualité du modèle. Par conséquent, les modèles de surface de réponse développés pour toutes les variables de réponses sont adéquats. En appliquant une analyse de régression multiple sur les données expérimentales, les équations de réponses (F_{moy} pour le flux et E_c pour l'énergie spécifique) en termes de facteurs codés ont été obtenues comme suit :

$$F_{moy} = 104.38 - 11.38x_1 + 65.12x_2 - 10.35x_1 x_2 - 19.80x_1^2 - 2.30x^2_2 \quad (10)$$

$$E_c = 187.67 + 63.67x_1 + 165.72x_2 - 52.75x_1 x_2 + 63.22x_1^2 + 128.57x^2_2 \quad (11)$$

Où x_1, x_2 sont les valeurs codées de PTM et du taux de cisaillement, respectivement. Les équations finales en termes de facteurs réels pour les équations (10) et (11) sont exprimées par les relations suivantes :

$$F_{moy} = -64.43 + 40.46X_1 + 2.04 \times 10^{-3} X_2 - 1.15\ 10^{-4} X_1 X_2 - 4.95X^2_1 - 1.14\ 10^{-9} X_2^2 \quad (12)$$

$$E_c = 595.76 - 61.19X_1 + 8.58 \times 10^{-3} X_2 - 5.86\ 10^{-4} X_1 X_2 + 15.80X_1^2 + 6.35\ 10^{-8} X^2_2 \quad (13)$$

Les fonctions de réponses quadratiques peuvent être utilisées pour prédire le flux moyen et l'énergie spécifique dans les limites des facteurs expérimentaux. Le diagramme de probabilité normal des résidus, la représentation des résidus par rapport à la réponse prédite, et la réponse prédite par rapport aux valeurs réelles pour le flux moyen et l'énergie spécifique sont présentés respectivement dans la Figure II.8, Figure II.9 et Figure II.10.

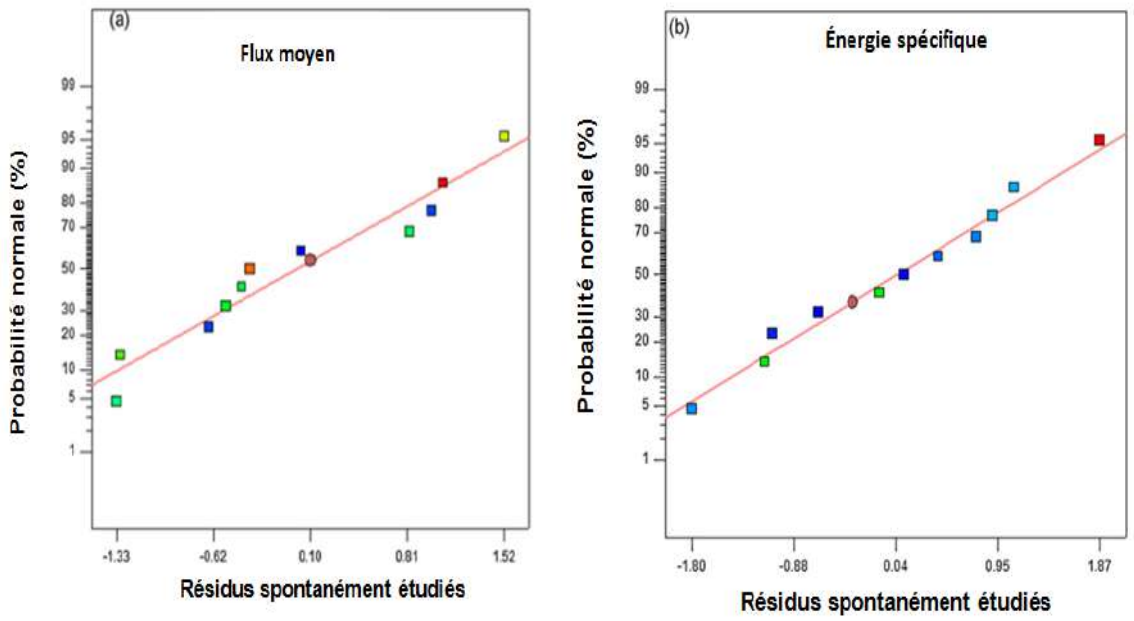


Figure II.8 : Représentation de probabilité normale des résidus pour le débit moyen (a) et l'énergie spécifique (b).

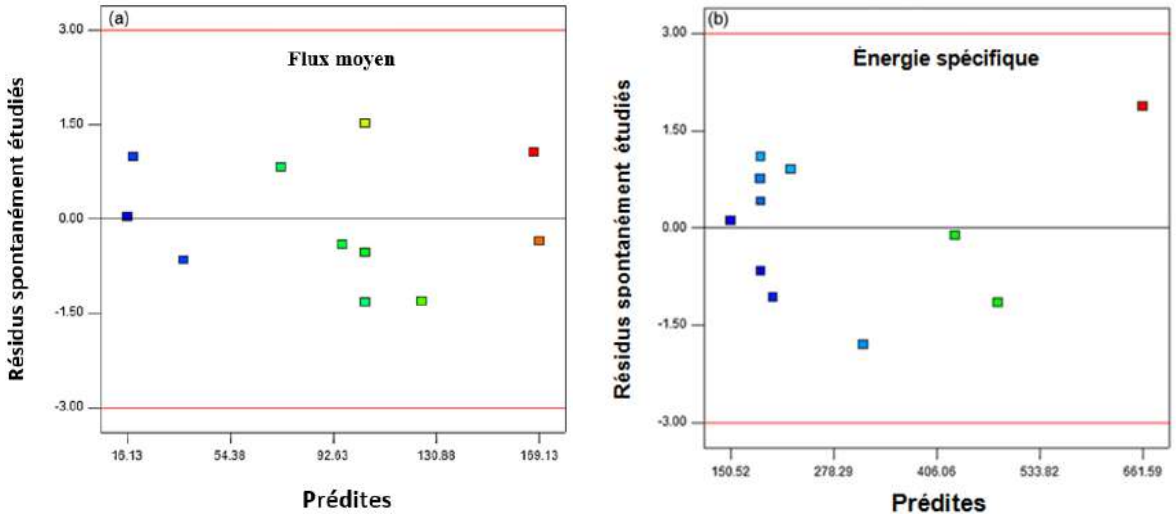


Figure II.9 : Représentation des résidus par rapport à la réponse prédite pour le débit moyen (a) et l'énergie spécifique (b).

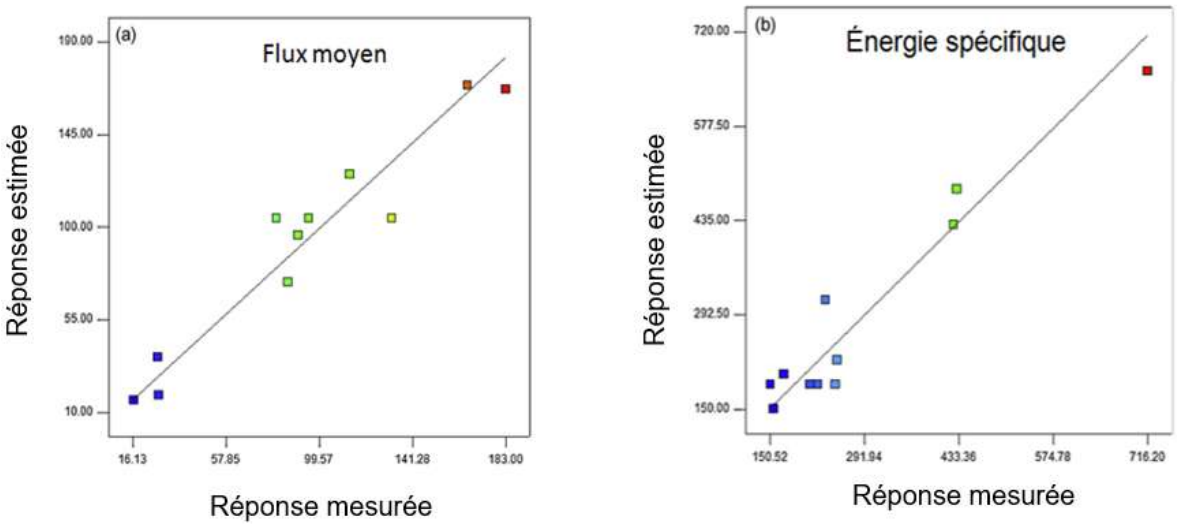


Figure II.10 : Représentation de la réponse prédite par rapport à la valeur réelle du flux moyen (a) et de l'énergie spécifique (b).

La distribution normale des résidus est une hypothèse fondamentale des régressions linéaires ou non linéaires et on devrait voir une ligne droite sur la représentation de probabilité normale si cette hypothèse est correcte. Dans la Figure II.8-a, une ligne droite est observée pour le flux moyen et l'énergie spécifique, ce qui indique que les modèles de régression sont de bonne qualité. La Figure II.9 présente la représentation des résidus par rapport à la réponse prédite. L'impression générale est que les résidus se dispersent aléatoirement sur l'affichage, ce qui suggère que la variance de l'observation originale est constante pour toutes les valeurs de réponses et qu'il n'y a aucune raison de soupçonner une violation de l'indépendance ou de l'hypothèse de variance constante [188]. La Figure II.10 révèle que les valeurs des réponses prédites sont en accord avec les valeurs réelles dans la gamme des variables opérationnelles. Ainsi, il semble que les trois figures sont satisfaisantes et, on peut conclure que les modèles empiriques sont adéquats pour décrire la performance de filtration par la modélisation en surfaces de réponses.

II.6.4 Effets de la PTM et du taux de cisaillement sur l'évolution du flux moyen et l'énergie spécifique

II.6.4.1 Flux moyen

L'effet combiné de la PTM et du taux de cisaillement est représenté sur la Figure II.11 sous la forme de surfaces 3D et des courbes iso-réponses. Comme on peut le voir, le flux moyen augmente presque linéairement avec le taux de cisaillement de 12 000 à 102 000 s^{-1}. Ceci est

dû à une meilleure élimination de colmatage des membranes à un taux de cisaillement plus élevé. Avec l'augmentation de la PTM, le flux moyen a légèrement augmenté, puis il a diminué.

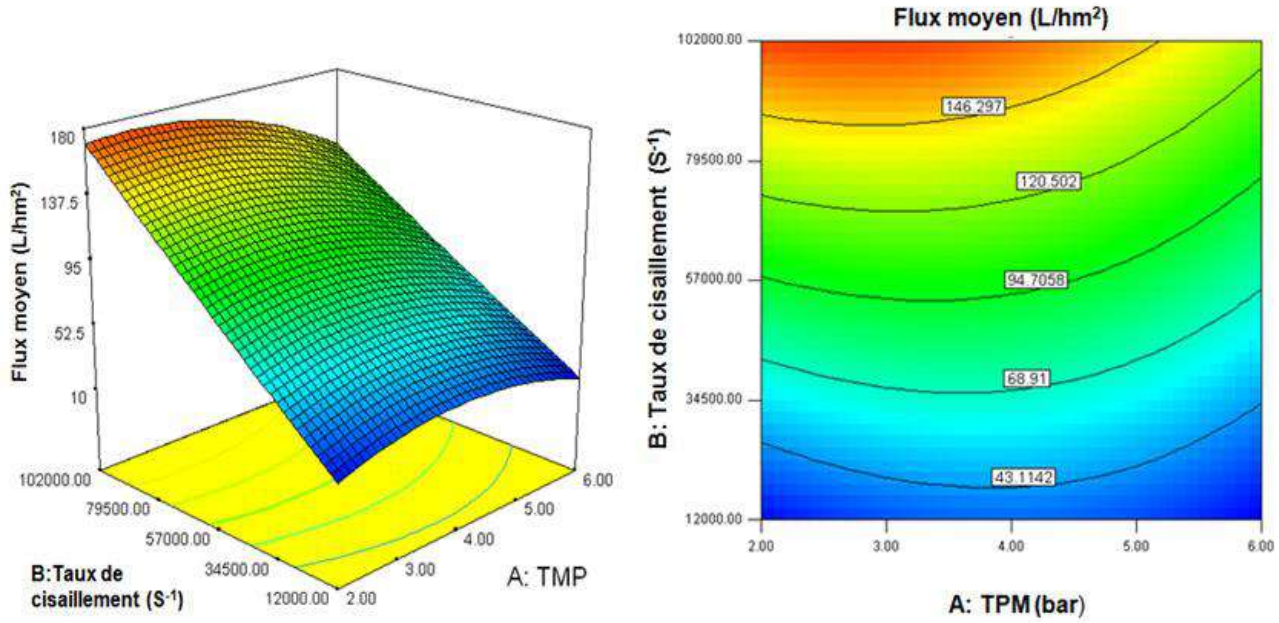


Figure II.11 : Réponses de surfaces (a) et courbes iso-réponses (b) du flux moyen en fonction du taux de cisaillement et de la PTM.

Un phénomène similaire a été signalé par Wojciech et al. [189] qui ont signalé que, lors de la microfiltration d'un bouillon de fermentation contenant de l'amidon de maïs natif, une augmentation de la PTM engendre une diminution de la vitesse normale du flux de perméat. D'autre part, Singh et Cheryan [190] ont observé une diminution significative du flux lorsque le PTM a augmenté de 1 à 3 bar, en particulier à faible vitesse de filtration tangentielle lors de la microfiltration à l'aide d'une membrane céramique de l'hydrolysat de l'amidon de maïs. Cela peut être s'expliqué par la concurrence de l'augmentation de la force entraînée et l'augmentation de la résistance à la filtration lorsque la PTM augmente. Selon Bacchin et al. [191] et Luo et al. [120], il existe deux effets anti-colmatant : la diffusion induite par cisaillement (shear-enhanced back transport) et la diffusion brownienne (diffusion inverse des particules rejetées dans la masse, principalement résultant en raison du gradient de concentration). La diffusivité hydrodynamique induite par cisaillement est proportionnelle au carré de la taille des particules multipliée par le taux de cisaillement, alors que le coefficient de diffusion brownien est indépendant du taux de cisaillement et inversement proportionnel à la taille des particules [84]. À une certaine plage de PTM (PTM requise sous le flux limite), la couche polarisée sur la membrane est dynamique et la plupart des particules rejetées près de la surface de la membrane

flottent, induisant une résistance à la filtration quasi constante, donc l'augmentation de la force d'entraînement peut être plus significative lorsque la PTM augmente.

Cependant, lorsque la PTM augmente pour dépasser une valeur caractéristique (PTM de flux critique), plus de particules retenues peuvent s'unir ensemble, el la couche de dépôt peut être mieux compacte et la diffusion induite par cisaillement (shear-enhanced back transport) ne peut permettre la diminution de la diffusion brownienne des agrégations de particules. Par conséquent, de plus en plus de particules s'accumulent et se déposent sur la membrane, provoquant une augmentation significative de la résistance au colmatage, ce qui contrebalance ou surmonte l'augmentation de la force d'entrainement.

Le débit maximal moyen de 173 $L.m^{-2}.h^{-1}$ peut être obtenu lorsque le PTM est de 2.90 bars et le taux de cisaillement est égal à 102 000 s^{-1}.

II.6.4.2 Énergie spécifique

Les diagrammes de surfaces et des courbes iso-réponses pour l'effet de la PTM et du taux de cisaillement sur l'énergie spécifique sont illustrés sur la Figure II.12. L'augmentation de la PTM provoque une légère augmentation de la consommation d'énergie spécifique ; alors que cette énergie diminue lorsque le taux de cisaillement augmente de 12 000 à 79 500 s^{-1}. Cependant, une augmentation supplémentaire du taux de cisaillement entraînant un débit plus élevé ne peut pas compenser l'énergie supplémentaire qu'il consomme.

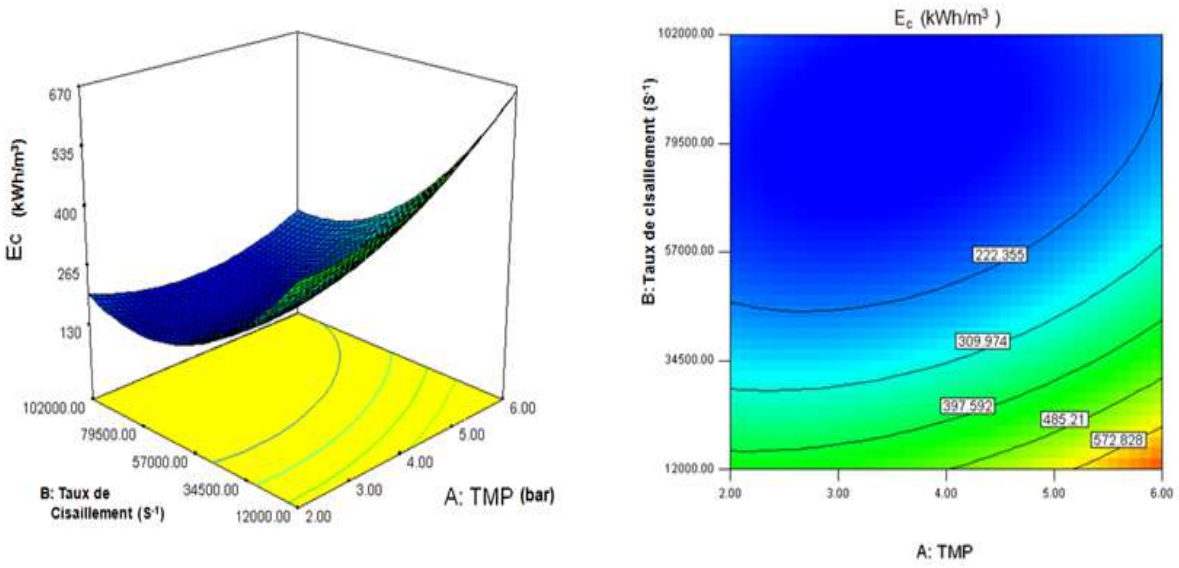


Figure II.12 : Réponses de surface (a) et courbes iso-réponses (b) de l'énergie spécifique en fonction du taux de cisaillement et de la PTM.

En conséquence, cela provoque une légère augmentation de l'énergie spécifique. C'est pourquoi la méthode RSM devrait être appliquée pour optimiser les conditions de fonctionnement. L'énergie spécifique minimale de 145,13 kWh.m^{-3} peut être obtenue lorsque le PTM est de 4,46 bars et le taux de cisaillement est de 84 441 s^{-1}.

II.6.5 Optimisation et vérification

Bien que le débit moyen plus élevé puisse conduire à une énergie spécifique plus faible, il s'agit de deux réponses différentes dont l'optimisation a été obtenue dans différentes conditions optimales. Ainsi, un compromis entre les conditions pour les deux réponses est souhaitable. L'approche de la fonction de désirabilité a été utilisée pour atteindre un tel objectif [192,193]. La fonction de désirabilité globale est un modèle multiplicatif de désirabilité individuelle comme suit [185] :

$$D = (d1 \times d2 \times \cdots \times dk)^{1/k} \quad (14)$$

Où D est la désirabilité globale, $0 \leq D \leq 1$; d_k est l'opportunité individuelle pour la réponse numéro k (dans cette étude $k = 2$), $0 \leq d_k \leq 1$, et est définie par:

$$d_k = \begin{cases} 0, & si\ \ y_k \leq y_{k\,min} \\ \frac{y_k - y_{k\,min}}{y_{k\,max} - y_{k\,min}} & si\ \ y_{k\,min} < y_k < y_{max} \\ 1, & si\ \ y_k \geq y_{max} \end{cases} \quad (15)$$

Où y est la valeur de la réponse (débit moyen et énergie spécifique); Y_{kmin} est la valeur minimale acceptable de y_k, y_{kmax} est la valeur maximale qui est considérée comme souhaitable. Dans cette étude, y_{kmin} et y_{kmax} ont été définis comme les valeurs expérimentales les plus faibles et les plus élevées du flux moyen et de l'énergie spécifique, respectivement.

L'opportunité individuelle est décrite par l'approche de Derringer [194], qui convertit chaque réponse y_k en une désirabilité individuelle d_k en utilisant l'Eq.15. L'échelle de désirabilité varie de 0 à 1, où, si la réponse est en dehors d'une région acceptable, définit $d_k = 0$, et si la réponse est totalement souhaitable (à son objectif ou cible), définit $d_k = 1$. Les conditions optimales calculées à partir de l'équation de régression étaient PTM de 3.34 bars et un taux de cisaillement de 101 999 s^{-1} (102 000 s^{-1}, compte tenu de la précision du taux de cisaillement au cours de nos expériences), respectivement. Le débit moyen correspondant et E_c était de 172.2 L.m^{-2}.h et 153.9 kWh.m^{-3}, respectivement, avec une opportunité de 0.97. Le diagramme des courbes iso-réponses pour la région optimale est présenté dans la Figure II.13.

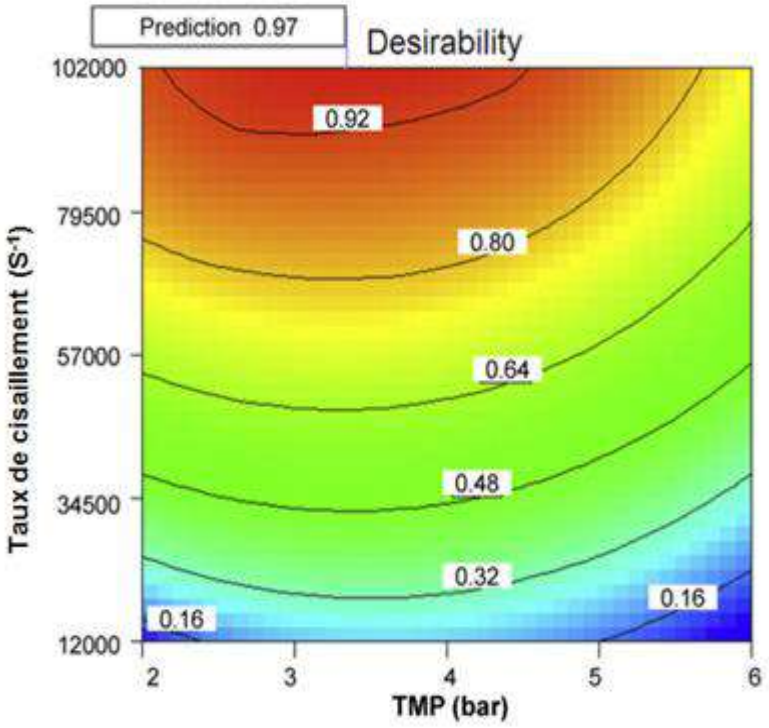


Figure II.13 : Courbes iso-réponses des conditions optimales de filtration de RDM en fonction de la PTM et du taux de cisaillement.

La vérification expérimentale sous les conditions optimales a été effectuée trois fois, et le débit moyen et l'énergie spécifique étaient proches des valeurs prédites, comme le prouve les résultats présentés dans le Tableau II.5, avec une moyenne inférieure de 2.5% et une énergie spécifique de 10% supérieure. C'est un résultat confirmant l'adéquation des modèles prédits.

Tableau II.5 Valeurs prédites et expérimentales de la réponse dans des conditions optimales.

Réponses	Conditions optimales		Valeur prédite	Valeur expérimentale
	PTM (bar)	Tau de cisaillement (s^{-1})		
Fux moyen ($L.m^{-2}.h^{-1}$)	3.34	102,000	172.2	167.9
Energie specifique ($kWh.m^{-3}$)	3.34	102,000	153.9	169.4

II.7 Conclusion

Ce travail confirme l'importance des effets des conditions de fonctionnement (PTM et taux de cisaillement) sur la performance de la filtration frontale du jus de chicorée en utilisant un

système dynamique de type RDM. En raison de son taux de cisaillement plus élevé, la diminution du flux de filtration et le colmatage ont été considérablement réduits. Le coefficient de colmatage de la filtration à l'aide d'un DRM a été calculé et a été trouvé inférieur à celui de l'unité de filtration agitée normale (Amicon 800). La méthodologie des surfaces de réponses a été utilisée conjointement avec un plan composite centré rotatif (CCRD) pour optimiser les conditions de filtration conduisant à un débit moyen de filtration maximal avec une énergie spécifique minimale. Selon les courbes iso-réponses représentés dans la Fig.13, un débit moyen maximal de 172.2 $L.m^{-2}.h^{-1}$ avec une énergie spécifique de 153.9 $kWh.m^{-3}$ a été prédit à PTM de 3.34 bars et un taux de cisaillement de 102 000 s^{-1}. Dans ces conditions, le débit moyen expérimental et l'énergie spécifique étaient de 167.9 $L.m^{-2}.h^{-1}$ et 169.4 kWh/m^3 respectivement, ce qui était proche des valeurs prédites. Les résultats de ce travail devraient contribuer à accroître l'efficacité de la filtration de la membrane de jus de chicorée pour la purification de l'inuline, qui pourrait être réalisée à l'aide de modules de filtration industriels.

CHAPITRE III :

Simulation de la distribution de la pression et du taux de cisaillement sur la surface de la membrane du disque rotatif.

III.1 Introduction

Au cours des dernières années, la filtration à l'aide de modules rotatifs a attiré l'intention de beaucoup de chercheurs et ingénieurs. Comme nous l'avons mentionné dans le chapitre I, l'ultrafiltration dynamique par RDM peut trouver de nombreuses applications dans l'industrie chimique, la technologie alimentaire et le traitement des eaux.

Il faut cependant mentionner que le principal problème de la filtration membranaire est le colmatage, causé par les particules et les macromolécules contenues dans la solution et, qui bloque les pores ou crée un gâteau sur la membrane, ce qui réduit sa perméabilité.

Vu le matériel et les matériaux utilisé dans les procédés expérimentaux, leur coût d'utilisation, et le temps de réalisation, rend la recherche par le principe expérimental lent et coûteux. L'utilisation de l'outil de simulation assisté par ordinateur constitue une nouvelle orientation pour la recherche et le développement dans le domaine de la conception des procédés et des membranes.

La mécanique des fluides numérique (MFN), plus souvent désignée par le terme CFD (computational fluid dynamics), consiste à étudier les mouvements d'un fluide, ou leurs effets, par la résolution numérique des équations régissant l'écoulement du fluide. Plusieurs auteurs ont choisi la CFD pour réaliser des études théoriques inspirées d'un model expérimentale dont le principal objectif reste toujours l'évaluation de la distribution des grandeurs physiques par des moyens numériques.

La CFD est un outil puissant pour étudier les processus impliquant un écoulement de fluide [195]. Dans le domaine de la filtration membranaire, plusieurs travaux ont été consacrés depuis une dizaine d'années. Ainsi, Torras et al. [196] ont utilisé une simulation numérique pour montrer les caractéristiques du flux dans un module de membrane dynamique avec un disque rotatif lisse. Ils ont déterminé la corrélation relative à la vitesse de rotation du disque avec la pression moyenne en surface et la contrainte de cisaillement sur la membrane. Parvareh et al. [197] ont étudié le rôle du diagramme d'écoulement de fluide et de la pression sur le flux de perméat. Ils ont constaté que la modification de la pression dynamique sur la surface de la membrane a un effet indirect sur le flux de perméat. Rainer et al. [198] ont examiné le régime de flux en trois dimensions d'un filtre de flottation avec des disques rotatifs horizontaux. Ils ont utilisé un programme (CFD) pour évaluer l'influence des grattoirs (racleurs) sur la vitesse, la turbulence et la dissipation. Li et al. [199] ont étudié l'influence de la géométrie de la membrane sur le débit en utilisant la CFD. Ils ont constaté que la variation dans la configuration structurelle entraîne un changement inhérent au comportement hydrodynamique. Rahimi et al. [200] ont utilisé la CFD pour prédire les contraintes de cisaillement sur une membrane de difluorure de

polyvinylidène (PVDF). Ils ont trouvé en comparant les observations expérimentales avec la modélisation CFD qu'une forte contrainte de cisaillement réduit le colmatage. Ghidossi et al. [201] ont utilisé la CFD pour déterminer la chute de pression dans une membrane à fibres creuses dans différentes conditions de fonctionnement. Ils ont comparé leurs résultats expérimentaux avec les résultats prédits pour la validation de leur modèle numérique. Liu et al. [202] ont étudié la performance des inserts à vis sur la microfiltration à l'aide de CFD et en procédant à une étude expérimentale. Leurs résultats expérimentaux ont montré que les promoteurs de turbulence peuvent améliorer le flux de perméat de la membrane. Ils ont utilisé également la CFD pour confirmer l'efficacité des inserts à vis dans l'amélioration du flux de perméat. Hwang and Wu [203] ont étudié l'effet de la forme et du nombre d'aubes équipant des membranes sur l'efficacité de la microfiltration de microalgues en utilisant la CFD. Ils ont constaté que la structure du disque et la vitesse de rotation étaient les facteurs les plus importants qui influent sur la performance de la filtration. Un disque rotatif équipé de plus d'ailettes peut générer une contrainte de cisaillement plus élevée sur la surface de la membrane pour une vitesse de rotation donnée.

C'est pourquoi dans cette partie de l'étude, on déterminera par CFD les distributions de pression et de contrainte de cisaillement sur la surface de membrane et sur la surface du disque. Par conséquent, différentes conditions de vitesse de rotation, vitesse d'entrée et nature de surface de la membrane ont été sélectionnées pour ce travail.

Afin d'augmenter le taux de cisaillement dans le module, le disque a été équipé d'aubes ou ailettes radiales. Cette géométrie conduit à une augmentation de la vitesse angulaire du fluide dans l'espace entre la membrane et le disque [204]. Les effets de l'hydrodynamique interne du système de filtration sur ses performances ont été évalués à l'aide de la CFD. Deux types de disques (avec des ailettes et sans ailettes) ont été utilisés pour l'ultrafiltration des effluents laitiers. Ce fluide a été choisi pour comparer les résultats obtenus avec ceux prédits par un modèle théorique proposé par Bouzerar et al. [205] et aussi avec des valeurs expérimentales et des résultats numériques obtenus par Torras et al. [206] en utilisant la CFD.

III.2 Description du logiciel de CFD

Dans la création des modèles, beaucoup d'effort est nécessaire pour la création géométrique et la génération de maille. Le maillage produit est transformé en un ensemble d'équations matricielles pour simuler la physique des phénomènes à modéliser. Ces matrices sont résolues en utilisant des meilleurs et plus rapides solveurs numériques, ces derniers produisent des quantités volumineuses de données [207]. Ces données résultantes sont traitées à l'aide d'une

variété de techniques d'exploration des données et de visualisation dans un effort pour tirer des conclusions utiles du modèle. Le logiciel commercial (Ansys Fluent, version 14.5) a été utilisé dans cette étude. Une géométrie et un maillage dans l'interface Ansys ont été ainsi créés.

Les conditions aux limites suivantes ont été considérées : (i) la vitesse d'entrée a été imposée dans la section annulaire d'entrée et la sortie à la sortie du rétentat, (ii) la pression prescrite dans la sortie a été maintenue à zéro, (iii) la vitesse sur le boîtier et la paroi annulaire d'entrée et sur la membrane a été prise égale à zéro. Le flux de fluide dans cette simulation a été supposé en régime permanent, et le modèle de turbulence κ-oméga standard a été sélectionné.

Afin de reproduire la forme de l'élément, le modèle de réseau structuré comporte 1520614 éléments de tétraèdre et 280865 nœuds. Ce maillage a été vérifié à l'aide de l'option de rapport de qualité (option Ansys, Fluent). Cette configuration est différente de celle utilisée par Torras et al. [206]. La différence entre les mailles était en forme d'éléments et leur nombre.

La polyvalence des mailles tétraédriques pour se rapprocher de géométries très complexes est bien reconnue dans le calcul numérique de la mécanique des fluides ou structurelle, et même pour les communautés électromagnétiques [208]. En plus en domaine 3-D général ne peut pas toujours être décomposé en un assemblage de briques. Cependant, il peut toujours être représenté comme une collection d'éléments tétraédriques [209].

III.3 Matériels et méthodes

III.3.1 Dispositif expérimental

Une membrane de disque tournante (RDM) a été utilisée pour l'ultrafiltration d'effluents laitiers (viscosité 9,8 10^{-4} Pa.s et densité de 924 kg/m^3). Le système est alimenté par une entrée annulaire et le fluide sort à travers l'axe. La membrane plane est fixée sur le couvercle du boîtier cylindrique devant un disque. Deux types de disques ont été utilisés, un avec des ailettes et un autre sans ailettes (disque lisse). Par conséquent, les simulations ont été effectuées sur le même modèle physique (Figure III.1). Le volume de contrôle a une entrée annulaire et un tube de sortie ; ce tube a une longueur égale à 40 mm (deux diamètres). Cette longueur a été prise afin d'éviter l'influence de la sortie [210]. Trois vitesses de liquide d'entrée (0.017, 0.0011 et 0.009 m/s) ont été sélectionnées. Pour la première vitesse (0.017 m/s), trois vitesses de rotation différentes du disque (1000, 2000 et 3000 tr/min) ont été utilisées. Pour la deuxième et la dernière vitesse, seule une vitesse de rotation de 2000 tr/min a été utilisée. Le rayon du disque pour les deux modèles est de 72.5 mm, l'espace entre le disque et la membrane est de 10.7 mm. La hauteur des ailettes est de 6 mm, leur longueur est de 65.5 mm et, elles ont trois différentes épaisseurs : 1.2, 2 et 4 mm.

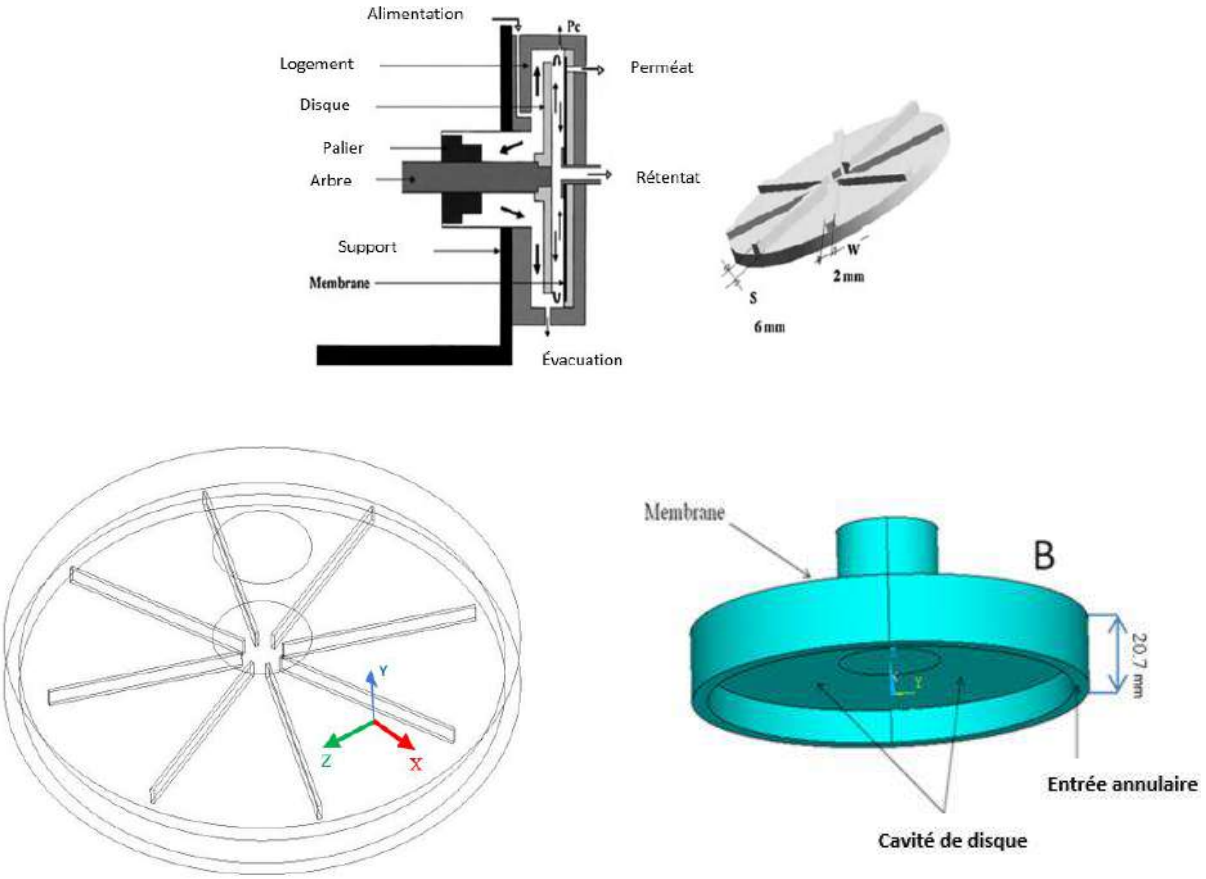


Figure III.1 : Modèles DRM expérimentaux et simulés

A) Disque avec ailettes, B) Disque sans ailettes

III.4 Contexte théorique

Le flux laminaire d'un liquide visqueux incompressible sur un disque rotatif a d'abord été étudié par Von Karman [211]. Le liquide occupe la région semi-infinie ($z > 0$) sur un côté du disque et le mouvement est symétrique en rotation. La couche limite (avec une épaisseur uniforme d'ordre $(\upsilon/\omega)^{1/2}$ près du disque) est déplacée par le disque par frottement et est lancée vers l'extérieur en raison de l'action des forces centrifuges. Ceci est compensé par des particules qui s'écoulent dans une direction axiale vers le disque pour être ensuite transportées et éjectées par centrifugation [212]. Une représentation axonométrique de ce champ d'écoulement est montrée dans la Figure III.2.

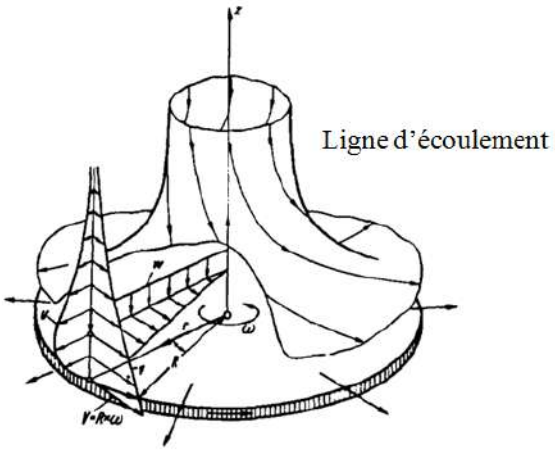


Figure III.2 : Lignes de débit et champs de vitesse dans le quart D'un disque tournant dans un fluide initialement au repos [212].

Comme autre exemple illustratif d'application des méthodes obtenues pour le calcul des résistances de frottement laminaire et de turbulente, le cas d'un disque à rotation uniforme doit être analysé. L'état laminaire (Re_d <2.5 x 10^5) de l'écoulement causé par un disque plat rotatif est d'un intérêt particulier pour la raison qu'il représente l'un des cas rares cas dans lesquels les équations différentielles des fluides visqueux peuvent être intégrées. Il offre une vérification immédiate de l'exactitude avec laquelle les équations de la couche limite de Prandtl donnent une approximation. Le problème se pose comme suit :

Le demi-espace (Z > 0) doit être rempli de liquide. Le plan limite (Z= 0) tourne autour de l'axe Z avec la vitesse de rotation uniforme ω comme le montre la Fig III.2.

On introduit les coordonnées cylindriques r, θ, z et on désigne par V_r, V_t et V_z, les composantes de la vitesse dans la direction radiale, tangentielle et axiale, et avec *P* la pression hydrostatique. Les équations différentielles d'écoulement de fluide en coordonnées cylindriques sont données par :

$$\rho\left(v_r\frac{\partial v_r}{\partial r}-\frac{v_\theta^2}{r}+v_z\frac{\partial v_r}{\partial z}\right)=-\frac{\partial p}{\partial r}+\mu\left(\frac{\partial^2 v_r}{\partial r^2}+\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_r}{r}\right)+\frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2}\right) \quad (1a)$$

$$\rho\left(v_r\frac{\partial v_\theta}{\partial r}+\frac{v_r v_\theta}{r}+v_z\frac{\partial v_\theta}{\partial z}\right)=\mu\left(\frac{\partial^2 v_\theta}{\partial r^2}+\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\theta}{r}\right)+\frac{\partial^2 v_\theta}{\partial z^2}\right) \quad (1b)$$

$$\rho\left(v_r\frac{\partial v_z}{\partial r}+v_z\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)=-\frac{\partial p}{\partial z}+\mu\left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial r^2}+\left(\frac{1}{r}\right)\frac{\partial v_z}{\partial r}+\frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2}\right) \quad (1c)$$

Et l'équation de continuité vaut :

$$\frac{1}{r}\frac{\partial(rv_r)}{\partial r}+\frac{\partial v_z}{\partial z}=0 \quad (2)$$

Pour des raisons de symétrie, toutes les vitesses sont indépendantes de θ.

Ce système d'équations différentielles peut être transformé vers un système d'équations différentielle ordinaires par l'introduction d'une fonction qui dépend de (z) dans les trois vitesses d'écoulement : radiale (Eq.3a), azimutale (Eq.3b) et axiale (Eq.3c).

$U= V_r = r\, f(z)$ (3a)

$V= V_t = r\, g(z)$ (3b)

$W= V_z = h(z)$ (3c)

La pression est donnée par :

$P= P(z)$ (3d)

En vertu des hypothèses faites sur les composants de la vitesse, les équations de Navier-Stokes peuvent être réduites à un ensemble d'équations différentielles ordinaires non linéaires dans une seule variable indépendante.

$f^2 - g^2 + hf' - f'' = 0$ (4a)

$2fg + hg' - g'' = 0$ (4b)

$2f + h' = 0$ (4c)

$$h\frac{dh}{dz} = -\frac{1}{\rho}\frac{dp}{dz} + v\frac{d^2h}{dz^2} \quad (4d)$$

Selon Von Karman [211] et puisque le fluide ne doit posséder aucune rotation à l'infini, mais doit adhérer à la paroi tournante pour z = 0, le système des conditions aux limites se lit comme suit:

f (0) = 0, f (∞) = 0, g(o) = ω, g (∞) = 0 et h (0) = 0 (4e)

Par ailleurs, Von Karman [211] a montré que la fonction *h(z)* a une valeur limitante finie pour z = ∞, ce qui signifie qu'il y a un écoulement entrant (inflow) constant contre la paroi tournante pour des raisons de continuité. En raison de l'adhérence du fluide, la paroi tournante agit comme une sorte de ventilateur centrifuge [211]. À côté de la paroi, le fluide est transporté de manière continue vers l'extérieur, pour être remplacé par une entrée axiale.

Pour la représentation non dimensionnelle, on peut utiliser :

$$\xi = z(\omega/v)^{1/2} \quad (5)$$

De plus, Bödewadt [213] a remplacé ω (vitesse angulaire par la vitesse du partie invisible entre le disque et la paroi de membrane kω).

$$\xi = z(k\omega/v)^{1/2} \quad (6)$$

Von Karman [211] a introduit à la place de f, g, h, de nouvelles fonctions F, G et H.

$$F = f/\omega, \quad G = g/\omega, \quad H = h/(v.\omega)^{1/2} \quad (7a)$$

Dans ce cas, la vitesse radiale, la vitesse azimutale, la vitesse axiale et la pression deviennent ainsi :

$$U = V_r = rk\,\omega\, f(\xi) \quad (7b)$$

$$V = V_t = rk\,\omega\, g(\xi) \quad (7c)$$

$$W = V_z = rk\,\omega\, h(\xi) \quad (7d)$$

$$P = P(z) \quad (7e)$$

Et le système (1) devient :

$$\begin{cases} F^2 - G^2 + H\left(\frac{dF}{d\xi}\right) = \frac{d^2F}{d\xi^2} \\ 2FG + H\left(\frac{dG}{d\xi}\right) = \left(\frac{d^2G}{d\xi^2}\right) \\ \left(\frac{dH}{d\xi}\right) + 2F = 0 \end{cases} \quad (8)$$

Et les conditions aux limites sont :

$\xi = 0$, $F = 0$, $G = l$, $H = 0$, $P = 0$.

$\xi = \infty$, $F = 0$, $G = 0$.

Von Karman [211] a obtenu une solution approximative au problème en utilisant sa méthode intégrale. Plus tard, Cochran [214] a corrigé sa solution et calculé des valeurs plus précises par intégration numérique des équations. En outre, la contrainte de cisaillement à la membrane stationnaire est donnée par.

$$\tau_{tg} = \mu \left(\frac{dV_\theta}{dz}\right)_{z=0} \quad (9)$$

$$\tau_{rad} = \mu \left(\frac{dV_r}{dz}\right)_{z=0} \quad (10)$$

Lorsque V_Θ et V_r sont respectivement les vitesses tangentielles et radiales, z la distance axiale et μ la viscosité dynamique du fluide. La contrainte de cisaillement est imposée par le gradient de vitesse azimutale à travers la couche limite qui est fonction de la position radiale et de la vitesse de rotation [215], et ainsi la contrainte de cisaillement à la membrane stationnaire en régime laminaire est donnée par :

$$\tau_{\mathrm{tg}} = \tau_{\mathrm{w}l} = \mu \left(\frac{dV_\Theta}{dz}\right)_{\mathrm{z=0}} = \rho r (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \left(\frac{dG}{d\xi}\right)_0 \quad (11)$$

$$\tau_{\mathrm{rad}} = \tau_{\mathrm{w}l} = \mu \left(\frac{dV_\Theta}{dz}\right)_{\mathrm{z=0}} = \rho r (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \left(\frac{dF}{d\xi}\right)_0 \quad (12)$$

Dans le système d'équations (8), Bouzerar et al [215] en utilisant le logiciel Mathematica, ont trouvé que $\left(\frac{dG}{d\xi}\right)_0$= 0.77 pour la membrane. Cependant, Aubert et al [212] ont trouvé que $\left(\frac{dG}{d\xi}\right)_0 = 0.60$, et $\left(\frac{dF}{d\xi}\right)_0 = 0.51$ pour le disque. D'où les contraintes tangentielles et radiales pour la membrane (indice m) s'écrivent :

$$\tau_{\mathrm{tg\,m}} = 0{,}77 \rho r (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

$$\tau_{\mathrm{rad\,m}} = 0{,}94\ \rho\ r\ (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \quad (14)$$

$$\tau_{\mathrm{tg\,d}} = 0{,}62 \rho r (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \quad (15)$$

$$\tau_{\mathrm{rad\,d}} = 0{,}51 \rho r (k\omega)^{\frac{3}{2}} \upsilon^{\frac{1}{2}} \quad (16)$$

Pour les couches limites turbulentes, Bouzerar et al. [215] a utilisé la corrélation signalée par Murkes et la corrélation de Blasius pour les couches limites turbulentes pour prédire respectivement la composante azimutale du disque et la contrainte de cisaillement de la membrane.

$$\tau_{\mathrm{tg\,d}} = 0{,}057\ \rho\ r^{\frac{8}{5}} (k\ \omega)^{\frac{9}{5}}\ \upsilon^{\frac{1}{5}} \quad (17)$$

$$\tau_{\mathrm{tg\,m}} = 0{,}0296\ \rho\ r^{\frac{8}{5}} (k\ \omega)^{\frac{9}{5}}\ \upsilon^{\frac{1}{5}} \quad (17)$$

Bouzerar et al. [205] ont également proposé dans le régime turbulent une relation pour la détermination du taux de cisaillement sur la membrane stationnaire :

$$\gamma_{wt}(r) = 0.0296\ \nu^{-0.8}\ (k\omega)^{1.8}\ r^{1.6} \quad (18)$$

Par ailleurs, plusieurs auteurs [205, 215,216] ont décrit le flux dans la région invisible (entre le disque et la membrane) avec une vitesse angulaire ω, où la constante k dépend de la géométrie

du disque. Ils ont supposé que le débit est généralement turbulent à des vitesses supérieures à 500 tr/min. La répartition de la pression sur la surface du disque peut être estimée en utilisant l'équation de Bernoulli :

$$P(r) = P_0 + 0.5\rho k^2 \omega^2 r^2 \quad (19)$$

Où P_0 est la pression à l'axe de symétrie (r = 0), ρ la densité du fluide, ω la vitesse angulaire, r la position radiale du centre du disque et k le facteur de vitesse est égal à 0.42 pour le disque sans ailettes et 0.84 pour le disque avec ailettes [217].

Le nombre de Reynolds du disque est donné par :

$$Re_d = \frac{v\, r}{\upsilon} \quad (20)$$

La caractéristique locale de nombre de Reynolds pour l'écoulement près de la membrane est définie comme :

$$Re_r = \frac{k\omega r^2}{\upsilon} \quad (21)$$

III.5 Résultats et discussion

III.5.1 Distribution de pression

En premier lieu, la simulation numérique a été vérifiée en comparant les résultats obtenus à l'aide du disque lisse avec ceux obtenus par Torras et al. [206] dans les mêmes conditions. Ces résultats ont également été comparés avec les valeurs expérimentales et celles prédites par un modèle théorique régi par Eq.19.

La Figure III.3 représente la variation de la pression en fonction du rayon pour les deux disques avec et sans ailettes, en utilisant une vitesse de rotation de 2000 tr/min et une vitesse d'entrée de 0.017m/s, respectivement. Il faut noter que les courbes obtenues pour le disque lisse sont proches avec une légère différence pour un rayon variant entre 0.06 et 0.08 m. Cependant, les valeurs de pression sont légèrement différentes lorsque le rayon est inférieur à 0.05 m.

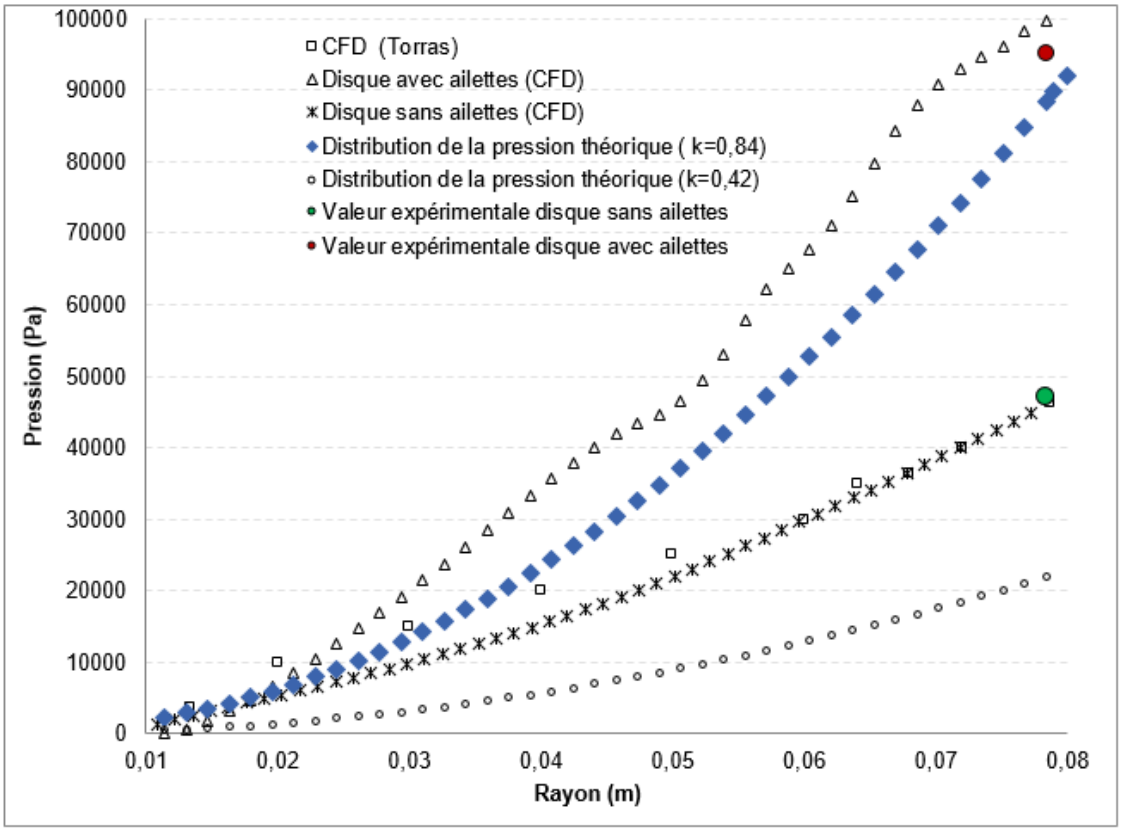


Figure III.3 : Comparaison des distributions de pression le long du rayon de la membrane déduite par la simulation CFD avec des résultats théoriques et expérimentaux (Ultrafiltration du lait à une vitesse de rotation de 2000 tr /min)

Le profil de la courbe est parabolique et il est similaire à la courbe représentant les variations de la pression théorique à k = 0.42. Cet accord confirme que le modèle sélectionné représente correctement le système dynamique de filtration. D'autre part, la valeur expérimentale de la pression s'accorde bien avec les valeurs prédites pour un disque lisse en utilisant la CFD. La distribution de la pression est plus élevée pour un disque avec des ailettes car le coefficient k est égal à 0.84 contre 0.42 pour un disque lisse. Afin d'adapter exactement les données de simulation, k doit être proche de 0.95 pour disque avec des ailettes, et pour un disque lisse, il doit être proche de 0.65. Pour le disque avec des ailettes, le comportement de la courbe n'est pas parabolique, ce qui signifie que l'Eq.19 ne peut pas régir la distribution de la pression à la surface de la membrane dans ce cas. Les résultats montrent également que le système de filtration de disque rotatif équipé d'ailettes génère un taux de cisaillement plus élevé que le disque lisse. La présence d'ailettes sur la surface du disque permet un meilleur entraînement du fluide et par conséquent un cisaillement plus élevé selon l'Eq.10. En conséquence, la formation de dépôt ou de gâteau à la surface de la membrane est limitée. Ces observations sont en accord

avec celles obtenues expérimentalement dans l'ultrafiltration des solutions colloïdales [218,210,219].

La Figure III.4 compare les variations de la pression en fonction du rayon pour les disques avec ou sans ailettes. Nous avons noté que la pression augmente le long du rayon et que l'effet des ailettes est clairement observé comme le montre la Figure III.4-A. D'autre part, la pression augmente avec la coordonnée radiale en raison d'une augmentation de la vitesse de rotation et atteint des valeurs maximales près de la pointe du disque. L'échelle indiquée sur la gauche indique que la pression variait de 0 à 1.078 bar lorsque le disque avec des ailettes est utilisé. Cependant, lorsque le disque lisse est utilisé, il variait de 0 à 0.54 bars (Figure III.4-B). Dans ce cas, les grandeurs de pression étaient plus petites que celles générées par un disque avec des ailettes. La distribution de la pression sur la surface de la membrane était symétrique sous la forme d'anneaux dans le disque lisse, alors que, dans le disque avec des ailettes, les zones de l'anneau n'étaient pas symétriques. Lee and Clark [220] ont montré qu'une augmentation de la pression transmembranaire entraîne une couche de gâteau plus dense, ce qui augmente la résistance spécifique de la couche de dépôt. Ainsi, nous pouvons déduire dans notre cas que la résistance de la couche de dépôt sera plus dense au bord de la membrane que dans le centre de la membrane.

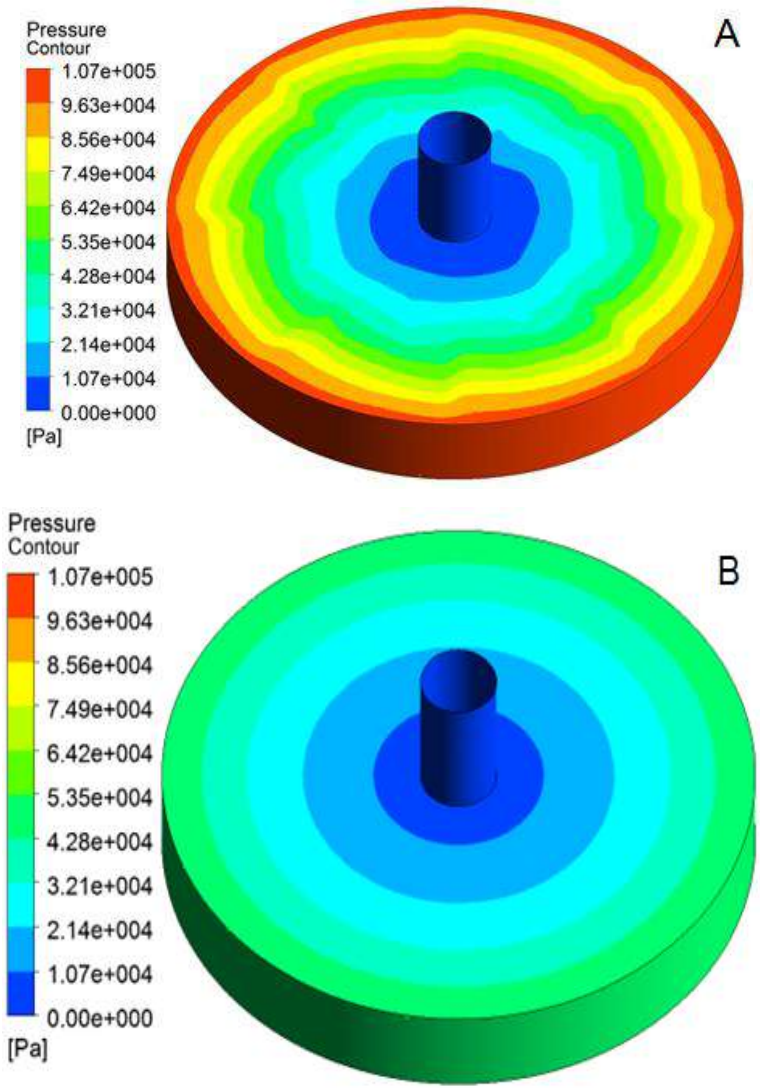


Figure III.4 : Profils de distribution de pression sur la surface de la membrane à une vitesse de rotation de 2000 tr/min et vitesse d'entrée de 0.017 m/s ;
A) Disque avec ailettes, B) Disque sans ailettes

La Figure III.5 montre la variation de la pression en fonction du rayon pour les deux disques (A pour un disque avec des ailettes et B pour un disque lisse) et sous trois vitesses de rotation (1000, 2000 et 3000 tr/min). On a remarqué qu'une augmentation de la vitesse de rotation a un effet important sur la répartition de la pression par rapport à l'effet de la vitesse d'entrée qui exerce un faible effet sur la pression le long du rayon de la membrane. Ceci est dû à la force centrifuge générée par le disque qui agit sur le fluide à l'intérieur du module en raison de la rotation du disque. Cette force agissante sur le fluide entre le disque et la membrane est proportionnelle au carré de vitesse et de position radiale [221].

$$F_v = \rho\, r\, \omega^2 \qquad (22)$$

En outre, on a également observé pour différentes vitesses de rotation, que la présence d'aubes entraîne une augmentation de pression pour l'ensemble des vitesses utilisées.

Jaffrin [222] a évalué l'influence de différents paramètres hydrodynamiques sur le flux de perméat obtenu par deux systèmes d'ultrafiltration de disques rotatifs différents. La comparaison des résultats expérimentaux a montré que le flux de perméat pouvait être augmenté à des niveaux très élevés en augmentant la vitesse de rotation ou en équipant le disque avec de grandes ailettes. Par conséquent, la présence d'ailettes a réduit l'encrassement réversible lorsque la vitesse a été augmentée.

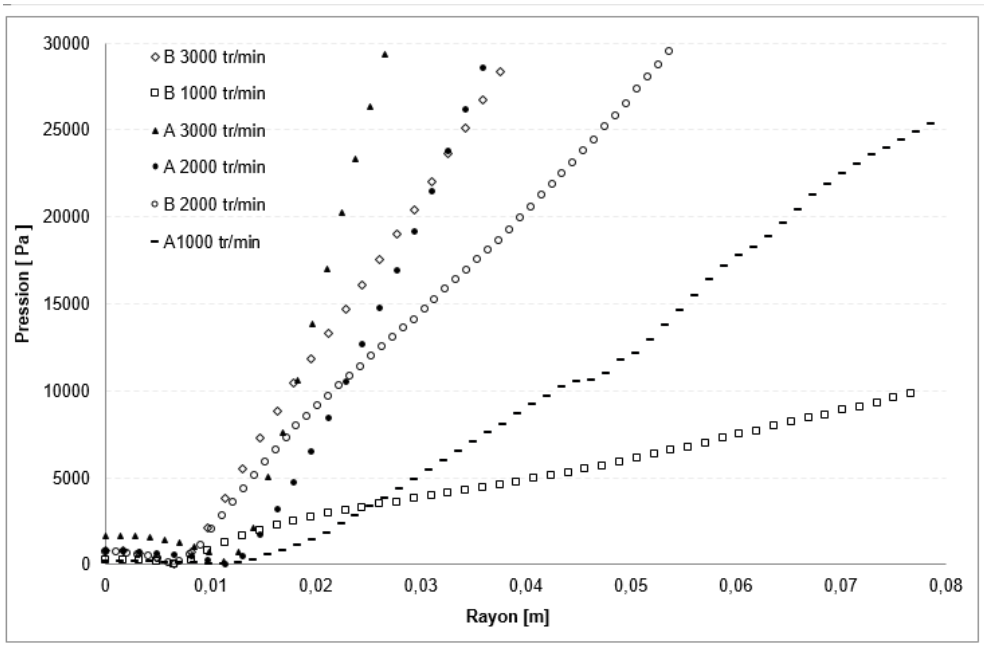


Figure III.5 : Influence de la présence d'aubes et de la vitesse de rotation sur la variation de pression sur le rayon de la membrane ; A) Disque avec ailettes, B) Disque lisse

Dans la Figure III.6, nous représentons la distribution du vecteur de vitesse tangentielle sur le volume de contrôle à une vitesse de rotation de 2000 tr/min et une vitesse d'entrée de 0.017 m/s pour les deux disques modèles. La vitesse vectorielle la plus élevée a été observée à la surface pour des valeurs de rayon comprises entre 0.04 et 0.08 m, associées à la variation de la vitesse de rotation. Cependant, lorsqu'on s'approche du centre de la membrane, la vitesse du vecteur diminue. Dans le cas du disque avec des ailettes, on remarque que la zone de vitesse la plus élevée est plus large que dans le cas d'un disque lisse. La plupart de la surface de la membrane est colorée en bleu en l'absence ailettes (Figure III.6-B), alors que dans le cas du disque avec des ailettes, la surface de la membrane est colorée en jaune et vert (Figure III.6-A).

Les ailettes peuvent créer une différence dans la vitesse tangentielle en diminuant l'écart entre le disque et la membrane.

Hwang and Lin [223] ont constaté que la contrainte de cisaillement peut être augmentée en réduisant la largeur de l'espace entre le disque et la membrane. D'autre part, Bouzerar et al. [215] ont confirmé que, pour la meilleure performance, le disque rotatif devrait fonctionner à haute vitesse; ils ont proposé une estimation de 20 m/s pour la vitesse azimutale. Pour atteindre cette vitesse azimutale, le disque rotatif doit fonctionner à une vitesse de rotation entre 2000 et 2500 tr/min.

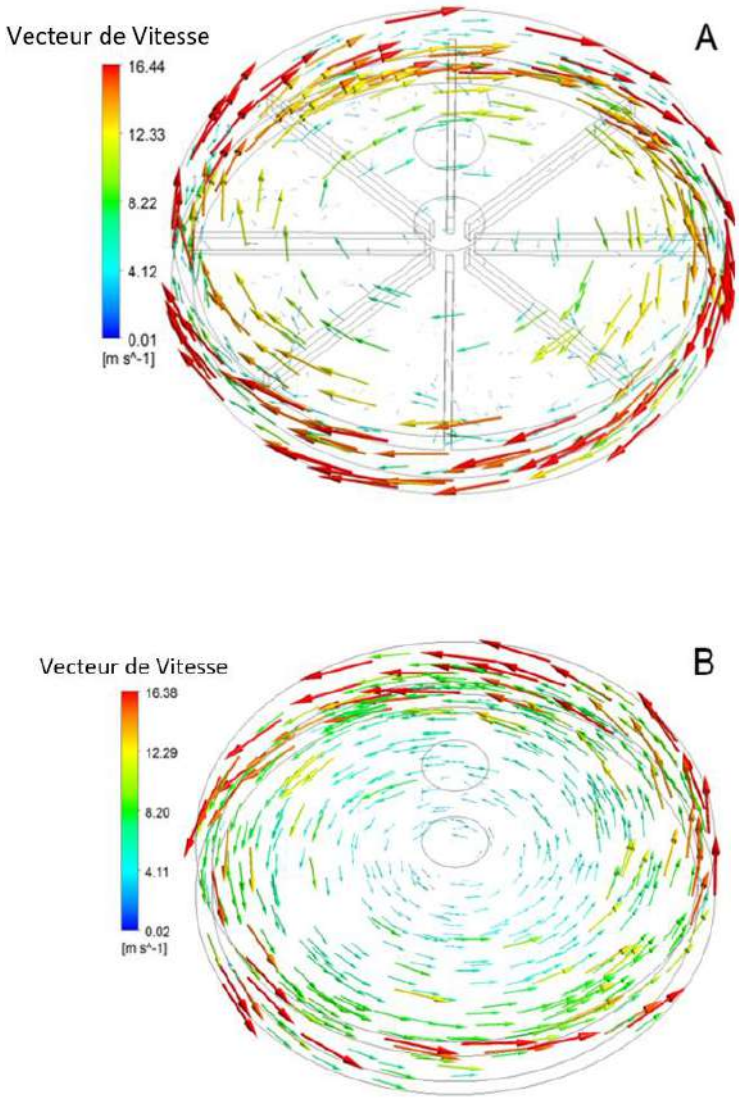


Figure III.6 : Distribution de la vitesse du vecteur sur le volume de contrôle à une vitesse d'entrée de 0.017 m/s; A) Disque avec ailettes, B) Disque lisse

III.5.2 Répartition de la contrainte de cisaillement

La Figure III.7 montre la variation de la contrainte de cisaillement avec le rayon et la vitesse de rotation. La contrainte de cisaillement ne se comporte pas comme une pression car elle atteint un maximum de 940 Pa pour le disque avec des ailettes à 3000 tr/min et diminue à 360 Pa à R = 0.08 m. La contrainte de cisaillement maximale était de 300 Pa à R = 0.076 m et 3000 tr/min pour un disque sans ailettes. Cette tendance s'explique par la zone triangulaire de la contrainte de cisaillement élevée, formée à la surface de la membrane dont le rayon variait entre 0.056 et 0.066 m en raison de la présence d'ailettes (Figure III.8-A). Et derrière cette zone dans la pointe de la membrane, il y a une zone d'anneau où la contrainte de cisaillement est faible. Dans le cas du disque sans ailettes, on a observé la zone de l'anneau de forte contrainte de cisaillement dans la pointe de la membrane (Figure III.8-B).

Ces résultats ont été confirmés par Bouzerar et al. [205]; ils ont constaté que le flux de perméat local est plus élevé à la périphérie que dans la partie centrale et ils ont expliqué leurs résultats par la forte contrainte de cisaillement située à la pointe de la membrane.

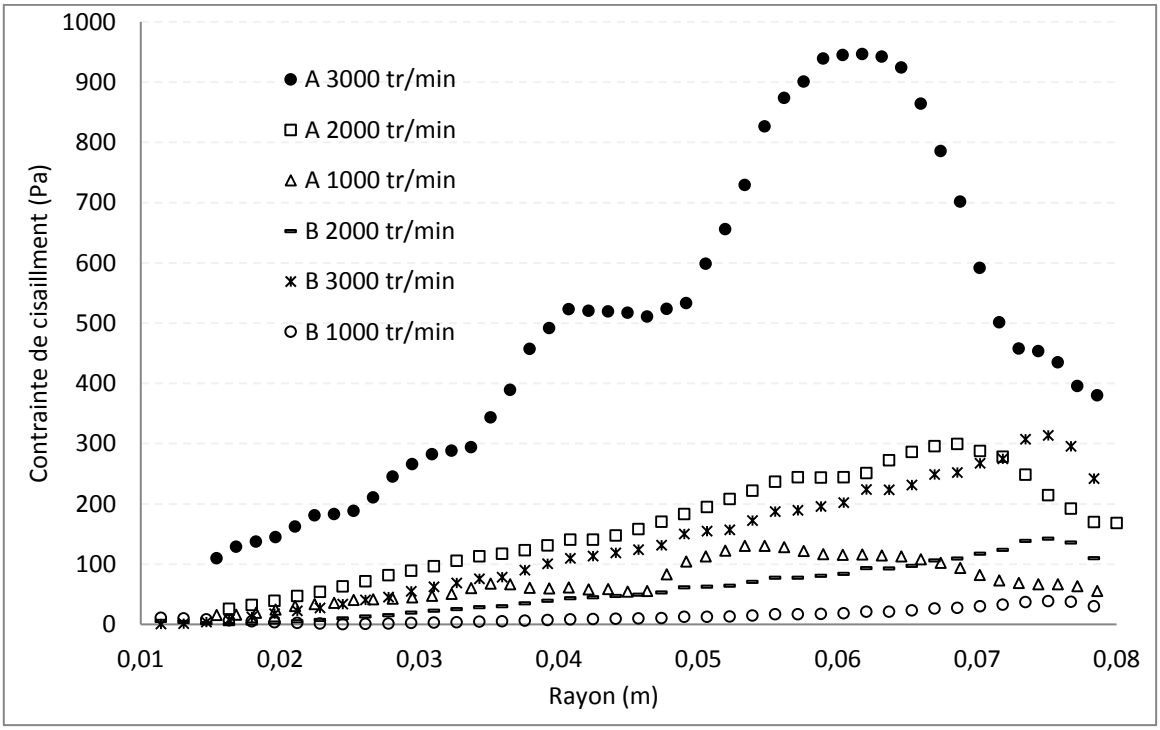


Figure III.7 : Effet de la présence d'aubes sur les profils de répartition de la contrainte de cisaillement à travers le rayon de la membrane à différentes vitesses de rotation ; A) Disque équipé d'ailettes, B) Disque sans ailettes (lisse).

L'effet des ailettes est clairement observé dans la Figure III.8-A, où apparaissent huit zones en forme triangulaire à forte contrainte de cisaillement (marquée en jaune). L'échelle montrée à gauche de la figure indique que les valeurs de contrainte de cisaillement augmentent du centre au bord de la membrane. Une comparaison entre la Figure III.8-A et la Figure III.8-B indique que la contrainte de cisaillement dans le disque avec les ailettes a atteint des valeurs comprises entre 474.8 et 542.6 Pa (zones triangulaires marquées en jaune) pour une plage de rayons comprise entre 0.056 et 0.066 m. Mais pour un disque sans ailettes, les contraintes de cisaillement maximales sont comprises entre 144 et 162 Pa (marquée en bleu ciel) et elles sont situées au bout de la membrane (0.07-0.078 m). On peut noter que les ailettes ont créé des contraintes de cisaillement élevées qui progressent de la pointe de la membrane vers le centre. Dans la pointe de la membrane, il existe également une pression élevée qui comprime la couche de gâteau (couche de dépôt) et la rend moins perméable et plus résistante à l'érosion par les contraintes de cisaillement [220].

Ces observations sont en accord avec celles obtenues par Hwang et Wu [224] et Hwang et Lin [223]. Ils ont constaté qu'une augmentation de la contrainte de cisaillement conduit à une plus petite masse de gâteau en raison de l'effet de balayage important survenant à la surface de la membrane.

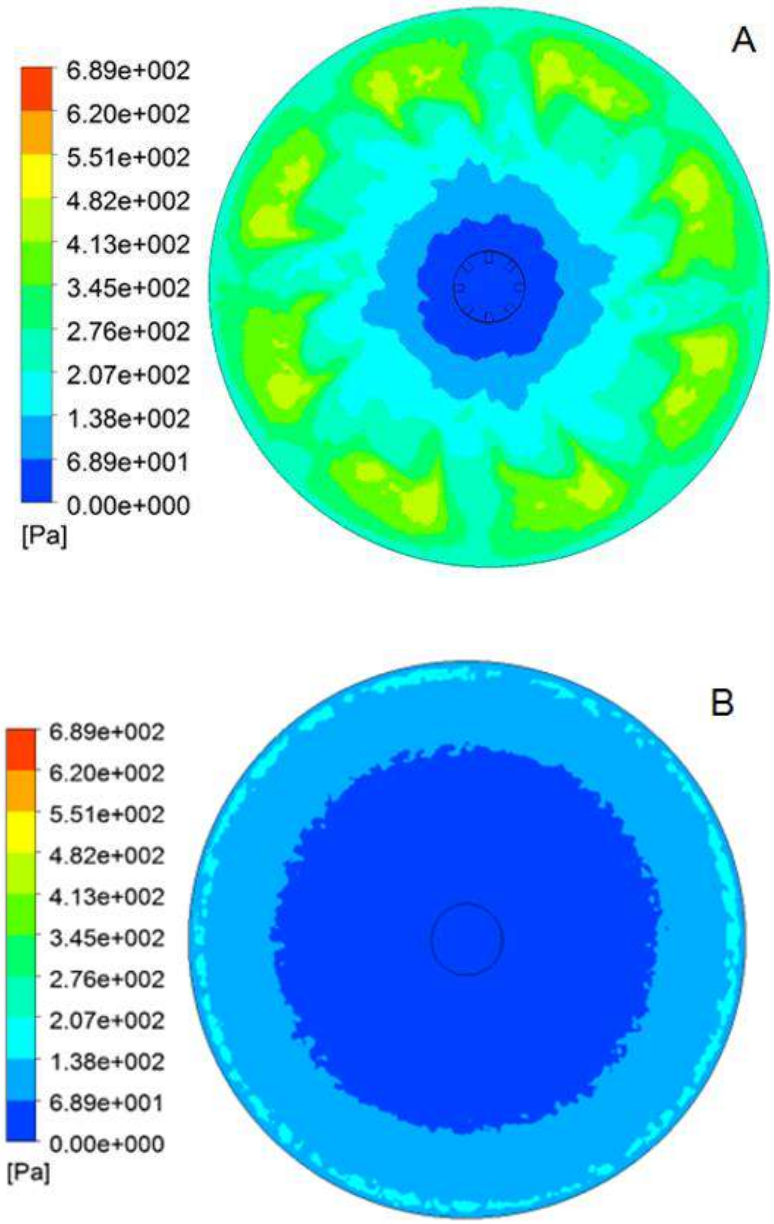


Figure III.8: Profils de la répartition de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane à une vitesse de rotation de 2000 tr / min ;
A) Disque avec des ailettes, B) Disque sans ailettes.

III.5.3 Effets de la largeur des ailettes sur la pression et la contrainte de cisaillement

Dans cette section, nous avons varié la largeur des ailettes pour évaluer leur effet sur la répartition de la pression et la contrainte de cisaillement à la surface de la membrane. À cette fin, trois épaisseurs (1.2, 2 et 4 mm) ont été sélectionnées où la première représente la largeur réelle des ailettes et la seconde représente la largeur initiale des ailettes lorsqu'elles ont été fabriquées [204]. La Figure III.9 montre l'augmentation des contraintes de cisaillement due à une plus grande épaisseur des ailettes. Un maximum de contrainte de cisaillement de 450 Pa est

atteint à R = 0.06 m pour les ailettes de 4 mm d'épaisseur et a chuté à 150 Pa à R = 0.08 m. Les autres épaisseurs donnent des contrainte de cisaillement similaires en fonction du rayon, à l'exception de 200 Pa entre 0.036 et 0.05 m.

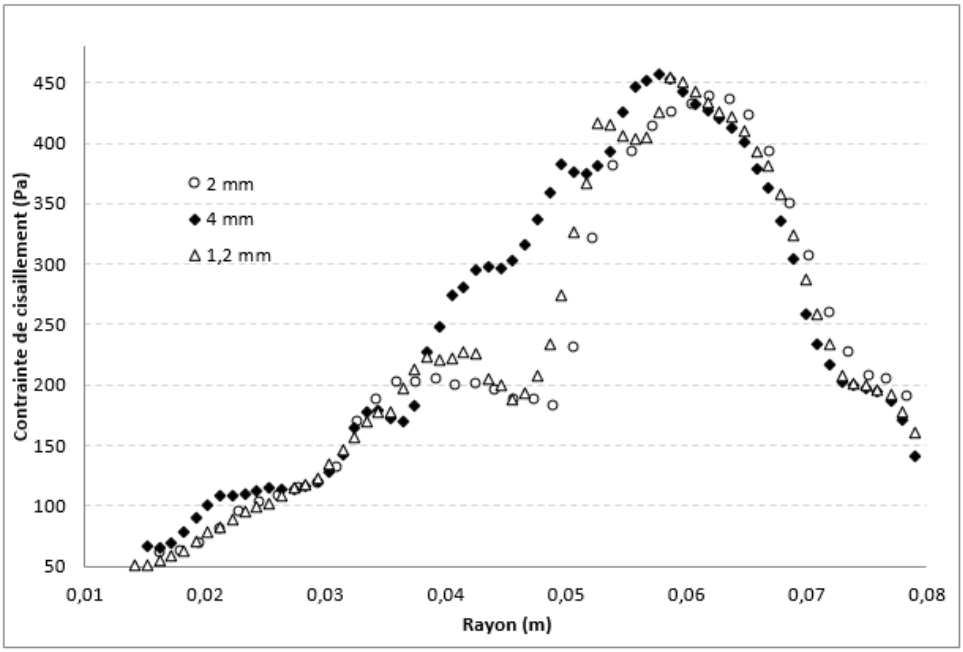


Figure III.9 : Effet de largeur des ailettes sur la contrainte de cisaillement en fonction du rayon de la membrane

Nous notons également cette différence dans la Figure III.9. Pour un disque équipé d'ailettes de 4 mm de largeur, la région verte (Figure III.9-A) prend légèrement une forme rectangulaire. Cependant, lorsque la largeur passe de 4 à 1.2 mm (Figure III.9-B), elle apparaît sous une forme triangulaire. Cela signifie que la surface de la région verte créée entre les ailettes a été légèrement élargie. Ainsi, l'élargissement des ailettes de 1.2 à 4 mm a légèrement augmenté la surface de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane et, par conséquent, le flux augmentera.

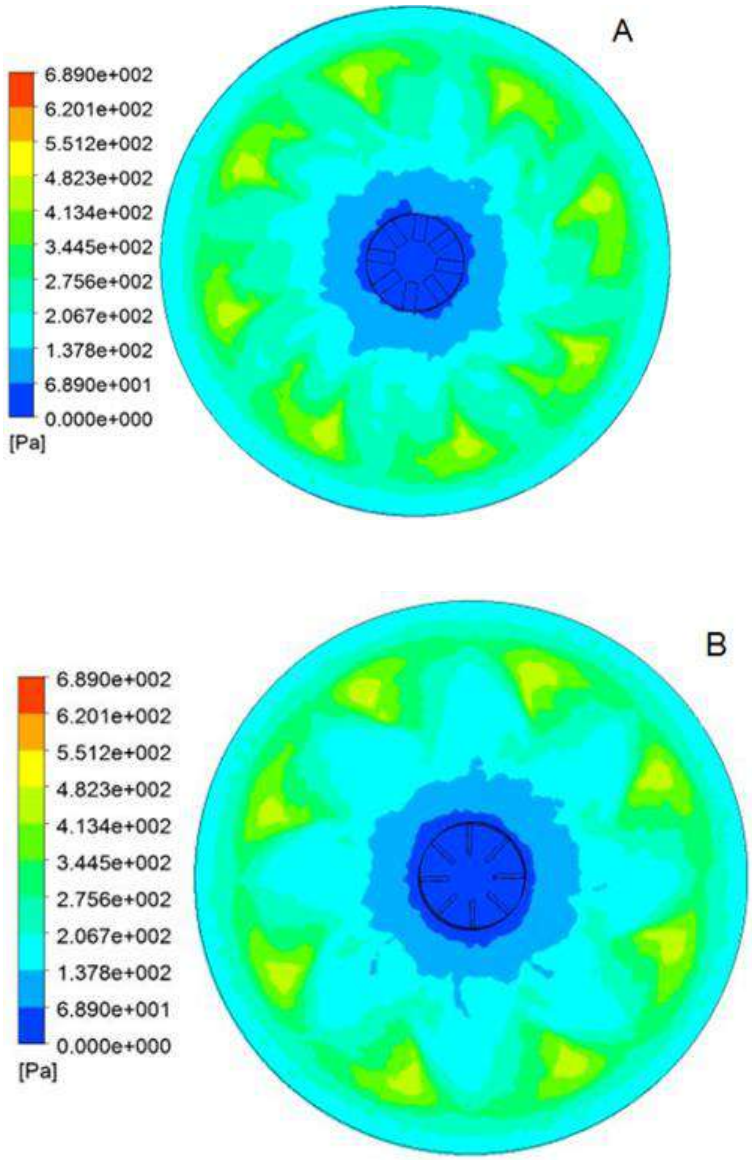


Figure III.10 : Profils de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane ; A) Disque avec des aubes de 4 mm de largeur, B) Disque avec des aubes de 1,2 mm de largeur

III.6 Conclusion

Dans cette étude, la filtration d'un effluent laitier à travers deux modèles de disques rotatifs (avec ou sans ailettes) a été simulée à l'aide d'un code de calcul CFD (Ansys fluent). La validité des modèles numériques utilisés a été vérifiée par comparaison des résultats de la simulation avec ceux obtenus par d'autres auteurs dans les mêmes conditions. Lorsqu'un disque lisse est utilisé, un bon accord entre les résultats a été obtenu confirmant que les modèles sélectionnés représentent correctement le système dynamique de filtration. Les résultats obtenus par des simulations numériques ont démontré les effets de la rotation et des vitesses d'entrée. En raison de la force centrifuge, la vitesse de rotation a été le meilleur facteur qui peut améliorer la

contrainte de cisaillement et la pression sur la surface de la membrane. Cependant, la vitesse d'entrée a eu un effet négligeable. En outre, il a été remarqué que le disque équipé d'ailettes augmente la contrainte et la pression. On a par ailleurs observé que la présence d'ailettes avait augmenté la valeur de la contrainte de cisaillement par un facteur de trois. On peut ainsi déduire que les ailettes présentes dans le module de disque rotatif engendrent un mouvement de fluide supplémentaire qui a pour effet d'augmenter la pression et la contrainte de cisaillement. En outre, la largeur des ailettes peut également augmenter la surface de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane. Le bénéfice de cette étude est d'aider à concevoir ou à optimiser les membranes rotatives à disque avec des géométries complexes.

CHAPITRE IV :

Modélisation et simulation du phénomène de colmatage sur la surface de la membrane du disque rotatif à l'aide de CFD et d'une étude numérique.

IV.1. Introduction

Selon H. Li et al [225], Dans la microfiltration tangentielle de particules, une couche de gâteau de dépôt tend à se former sur la membrane et cela contrôle habituellement la performance du procédé de filtration. Le colmatage et la formation de la couche du gâteau (dépôt) à la surface de la membrane était une question critique et un défi majeur pour les chercheurs et la filtration de la membrane industrielle au cours des trois dernières décennies. Il est très important d'améliorer les performances des processus qui identifient et quantifient la formation du gâteau ou le blocage des pores [226]. La polarisation de la concentration et/ou le blocage des pores de la membrane peut permettre l'accumulation de particules de matériaux colloïdaux et particulaires suspendus sur la surface de la membrane et par conséquent conduire à un colmatage de la membrane [227]. Pour éviter ce phénomène, la filtration tangentielle est un processus important pour limiter la croissance de la couche de gâteau sur la membrane ; Il a été largement utilisé pour concentrer les solutés à partir de solutions ou de matières colloïdales et particulaires suspendues [227,228]. Dans la filtration transversale (tangentielle), le flux global est parallèle à la membrane filtrante et perpendiculairement à l'écoulement du filtrat, les vitesses du fluide sont généralement nécessaires pour diminuer l'accumulation d'espèces concentrées à la surface de la membrane [228].

Au cours de la dernière décennie, certains chercheurs ont proposé de nombreux modèles afin de quantifier le déclin du flux et l'épaisseur du gâteau en filtration transversale. Song et al. [229] ont étudié le déclin du flux dans l'ultrafiltration et la microfiltration tangentielle, ils ont développé un modèle mécaniste pour le colmatage des membranes. Ils ont constaté que le flux dépendant du temps et le temps requis pour atteindre la stabilité étaient facilement prédits par leur modèle. Paipuri et al. [230] ont proposé un modèle qui peut prédire la polarisation de concentration et la formation de gâteau dans la filtration tangentielle. Les équations de Navier-Stokes et de convection-diffusion ont été utilisées pour résoudre respectivement l'hydrodynamique de l'écoulement tangentielle et la distribution de soluté, Leurs résultats ont été validés par leur comparaison avec un certain nombre de problèmes et de prévisions produits par d'autres modèles informatiques et des résultats expérimentaux disponibles dans la littérature. Broeckmann et al. [231] ont introduit deux modèles pour décrire l'influence des particules, en prenant en compte les forces d'adhérence entre les particules et la surface de la membrane, ce qui, en effet, influence considérablement la formation de la couche de gâteau et l'efficacité du rinçage inverse. Le deuxième évalue l'influence décisive des particules et des distributions de la taille des pores de la membrane sur la formation de la couche de gâteau et le

blocage des pores et leurs dépendances mutuelles. Ils ont trouvé un bon accord entre les données expérimentales et les données simulées.

Pour produire une équation différentielle unique pour le filtre de l'épaisseur du gâteau en fonction du temps, Foley et al. [232] ont développé un modèle mathématique de filtration à écoulement tangentielle qui explique la polydispersité des particules, Leur modèle combine la théorie classique de la filtration avec le concept du diamètre de particule de séparation (cut-off) en utilisant une analyse des forces hydrodynamiques agissant sur une particule de dépôt. Leur recherche a donné des résultats intéressants, En particulier, le modèle réussit à prédire non seulement le comportement observé de l'épaisseur du flux et du gâteau, mais aussi le comportement de la résistance moyenne au couche spécifique de gâteau. Ould-Dris et al. [233] ont étudié l'effet des variations cycliques de la pression transmembranaire (PTM), de la vitesse et de la concentration sur les particules de $CaCO_3$ formant la couche du gâteau sur une membrane organique lors de la microfiltration, ils ont mesuré le flux de perméat stationnaire dans une série d'essais dans lesquels la PTM était varié entre 0.25 et 3 bar, la vitesse a été changée entre 0.25 et 2 m/s et la concentration de particules a été successivement élevée et diluée entre 1 et 700 g/L. Ils ont constaté que lorsqu'un gâteau a été formé, le flux de perméat était régi non seulement par les conditions de fonctionnement imposé, mais aussi par la contrainte normale sur la surface du gâteau. Benkahla et al. [234] ont étudié le mécanisme de colmatage dans la filtration tangentielle d'une suspension minérale de $CaCO_3$, ils ont augmenté et diminué le TMP par étapes à vitesse constante pour former des cycles successifs, Dans leur travail, ils ont suggéré que la formation de la couche du gâteau était limitée par la contrainte de cisaillement agissant sur sa surface. Et que la couche de gâteau a accumulé aussi longtemps où la couche supérieure de particules obéit à l'équilibre de frottement de Coulomb, et en raison d'une augmentation du stress de cisaillement, l'équilibre de Coulomb n'était pas satisfaisant.

Le but du ce présent travail est d'établir une revue des modèles existants pour le flux de perméat dans la filtration dynamique de filtration tangentielle du disque et ensuite de présenter un nouveau modèle basé sur la quantification de l'épaisseur de la couche du gâteau sur la surface du modèle de disque rotatif. Plus précisément nous avons étudié la stabilité de la couche supérieure de gâteau en déterminant le facteur de frottement adéquat de la couche supérieure de l'épaisseur du gâteau qui peut construire l'épaisseur réelle du gâteau, en calculant la contrainte normale à la couche supérieure du gâteau et le flux de perméat en utilisant des résultats CFD (contraintes de cisaillement, pression). Nous avons également constaté une condition entre le stress absolu normal, le facteur de frottement et la contrainte de cisaillement tangentielle qui peut générer l'épaisseur du gâteau. Dans le cas où l'épaisseur de la monocouche

supérieure est supposée égale au diamètre moyen des particules du gâteau, choisi comme étant de 1 µm. En outre, les résultats qui ont été déterminés dans un travail précédent [227] ont été utilisés pour la validation et la comparaison des modèles proposés.

IV.2. Théorie

La Figure IV.1 montre le flux de suspension d'alimentation où est dirigé parallèlement ou tangentiellement à la membrane avec des orifices d'entrée et de sortie, ce type de diagramme d'écoulement est appelé flux tangentiel et est le plus souvent utilisé pour des applications de laboratoire et d'autre processus volumineux [235].

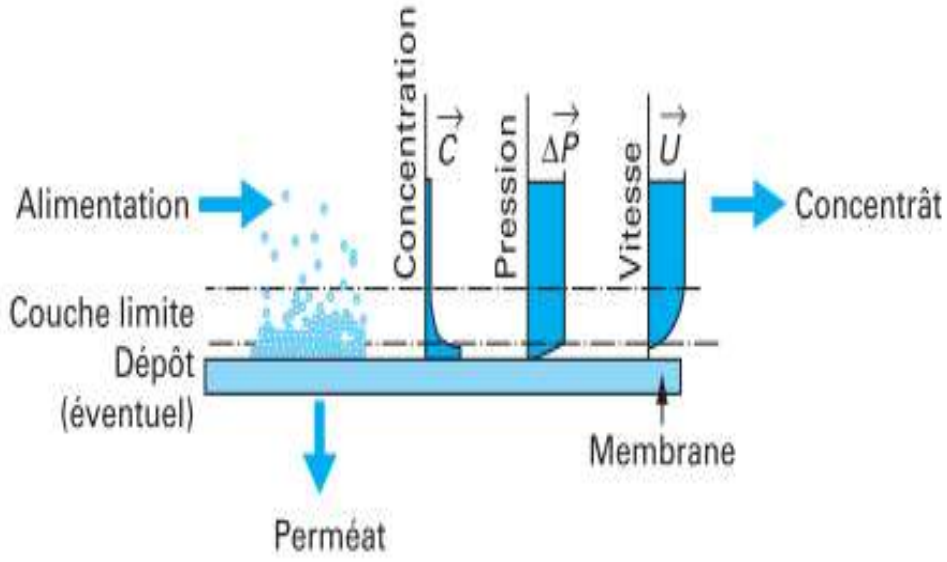


Figure IV.1 : Évolution de divers paramètres à l'interface membrane-solution [57]

Le flux de perméat peut être décrit par la loi de Darcy pour la résistance de gâteau et les résistances membranaires en série :

$$J_f = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c)} \quad (1)$$

Où ΔP est la pression transmembranaire, µ est la viscosité du perméat, R_m est la résistance intrinsèque de la membrane, et R_c est la résistance de gâteau. Les valeurs de µ et R_m restent constantes pendant la filtration. Le flux diminue parce que la valeur de R_c augmente en raison de la formation de gâteau sur la surface de la membrane.

La résistance au gâteau est définie par l'équation de Carman-Kozeny (Eq.2) :

$$R_{cake} = 180 \frac{(1-\varepsilon_c)^2}{(\varphi d_p)^2 \varepsilon_c^3} \delta \quad (2)$$

Où ε_c est la porosité du gâteau, d_p est le diamètre de la particule, et δ est l'épaisseur du gâteau.

Pour utiliser l'Eq.1 et l'Eq.2 pour prédire le flux de perméat, l'épaisseur de la couche de gâteau qui se forme sur la surface de la membrane doit être connue. Le gâteau se construit avec le temps jusqu'à ce que le déclin du flux devienne stationnaire. Dans la sous-section suivante, le modèle est présenté pour prédire l'épaisseur du gâteau de l'état de la surface à la surface de la membrane par détermination du flux de perméat et de la résistance du gâteau, sachant que les contraintes de pression et de cisaillement sont déterminées par une simulation numérique du modèle expérimental. Le modèle est basé sur une condition sur laquelle l'épaisseur de la couche de gâteau peut être développée sur la surface de la membrane qui peut être déterminée par la force de frottement qui agit sur la contrainte de cisaillement des particules et de l'érosion. Une particule qui a été déposée sur la membrane sera soumise à une force de traction tangente (F_t) donnée par [232] :

$$F_t = \tau d_p^2 \quad (3)$$

Où τ est la contrainte de cisaillement de l'érosion sous laquelle la couche supérieure du gâteau est érodée [233]. L'équilibre de la force critique pour une particule déposée sur la membrane est donné par :

$$F_r = \mu_f F_n \quad (4)$$

Où μ_f est le coefficient de frottement entre la particule et la membrane, et F_n est la force de traînée normale due au flux de perméat, dans ce cas, la contrainte normale peut être écrite comme [233]:

$$N = \Delta P_N = \left|\frac{\partial p}{\partial z}\right|_{z=\delta} \bar{d}_p \quad (5)$$

De l'Eq.1 et en utilisant équation de Kozeny-Carmen, on peut trouver :

$$\frac{\partial p}{\partial z} = \bar{J}\mu\partial(R_m + R_c) \quad (6)$$

Comme R_m est constant et par combinaisons de l'équation de Kozeny-Carmen et l'Eq.6, on trouve :

$$N = \bar{J}\mu 180 \frac{(1-\varepsilon_c)^2}{(\varphi d_p)^2 \varepsilon_c^3} \bar{d}_p \quad (7)$$

Où $\bar{J}$ est le flux moyen sur la surface circulaire de la membrane, elle est donnée par :

$$\bar{J} = \frac{1}{S}\int_0^S J\, ds \cong \frac{(\sum_i^n 2\, J_i r_i)}{nR^2} \quad (8)$$

ε_c Est la porosité de la couche de dépôt.

Benkahla et al. [234] Ont constaté que la valeur de ce paramètre variait entre 0,15 et 0,25, dans différentes concentrations de $CaCO_3$ en utilisant un modèle mathématique et la méthode de Newton-Raphson pour résoudre leur modèle.

IV.3 Algorithme de calcul

Sur la base des équations présentées dans le paragraphe IV.2, le flux de perméat et l'épaisseur du gâteau ont été simulés en utilisant l'algorithme présenté à la Figure IV.2. Les mêmes valeurs des constantes empiriques ont été utilisées dans la simulation CFD et les étapes de calcul de l'algorithme.

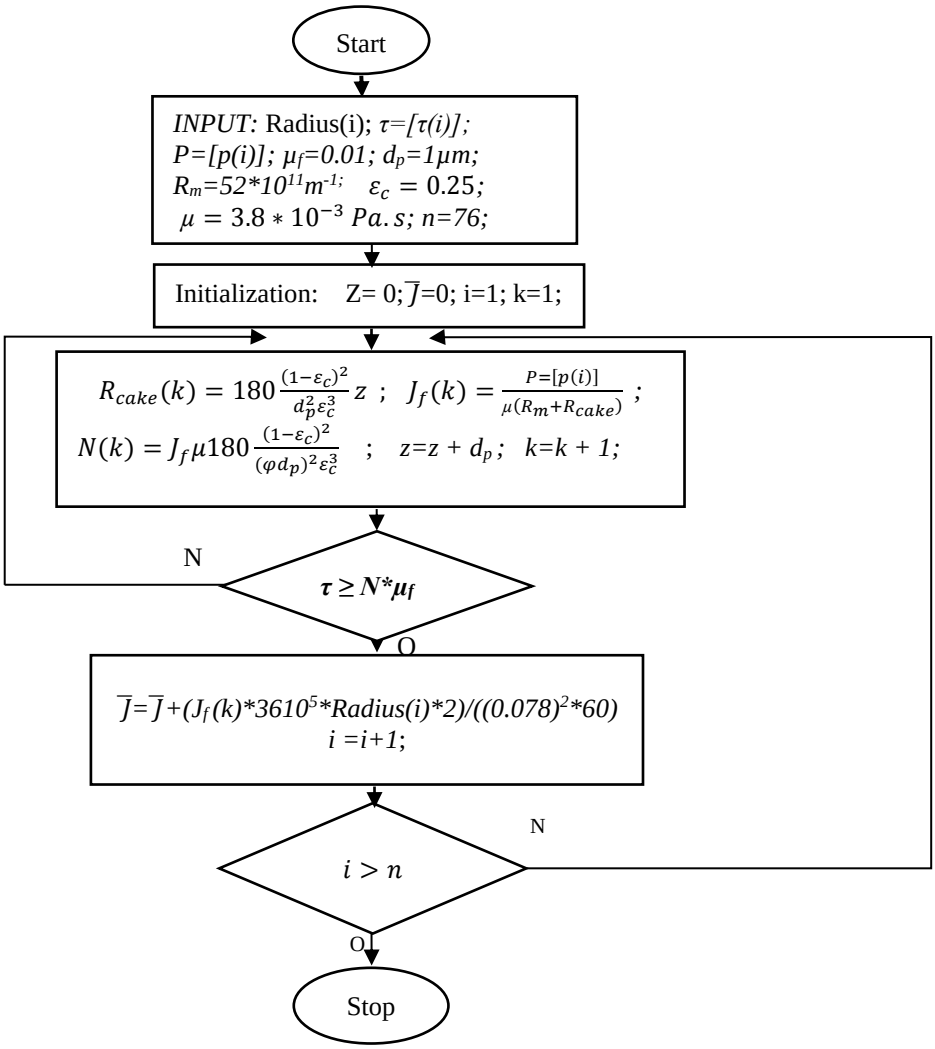


Figure IV.2 : Algorithme modèle utilisé pour estimer l'épaisseur du gâteau

IV.4 Résultats et discussion

Dans la Figure IV.3, nous avons représenté les variations de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane du disque équipé d'ailettes, par rapport au rayon de la membrane. Les résultats obtenus correspondent à la microfiltration d'une suspension de carbonate de calcium ($CaCO_3$) [127]. On a observé que la contrainte de cisaillement était très faible lorsque le rayon se situait entre 0.01 et 0.04 m, cela peut s'expliquer par la faible vitesse tangentielle qui a été créée dans le disque rotatif et la viscosité élevée de $CaCO_3$. Jusqu'à une valeur de 0.04

m, les contraintes de cisaillement augmentent en fonction du rayon, mais cette augmentation n'est pas régulière, la courbe prend une forme ondulée pour les valeurs de rayon comprises entre 0.04 et 0.05 m. À partir du rayon de 0.05 m, la contrainte de cisaillement augmente et atteint une valeur maximale de 320 Pa pour un rayon d'environ 0.075 m.

La vitesse tangentielle est proportionnelle à la vitesse de rotation et au rayon de la membrane, et la géométrie de disque ; cette vitesse génère l'augmentation des contraintes de cisaillement et de la pression [111], et si nous comparons ce résultat avec ceux obtenus dans un travail précédent [236], on peut conclure que la vitesse tangentielle et la concentration élevée en $CaCO_3$ ont un grand effet sur la variation de la contrainte de cisaillement sur la surface de la membrane et par conséquent dans la réduction ou l'amélioration du flux de perméat [178], en particulier pour les valeurs de rayon comprises entre 0.01 et 0.05 m.

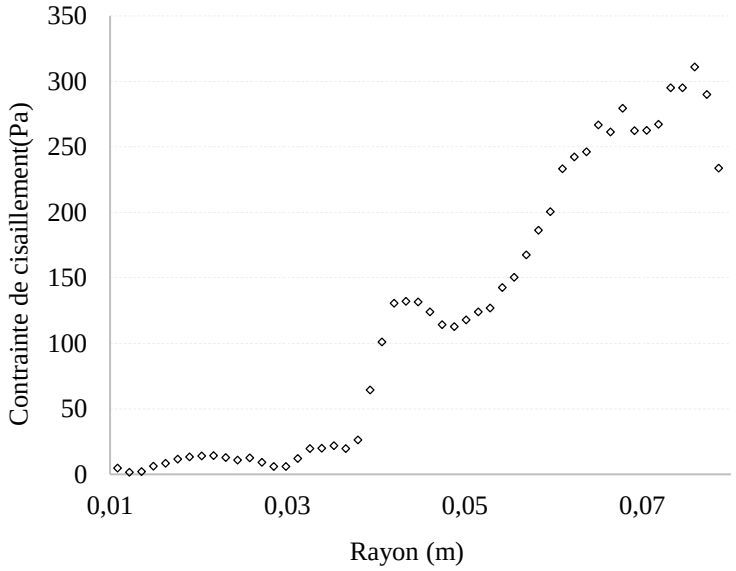


Figure IV.3 : Contraintes de cisaillement en fonction de rayon ;
Ultrafiltration d'une suspension de $CaCO_3$
(Disque équipé avec des ailettes, vitesse de rotation 2000 tr/min ; T = 25 °C)

Cependant, la variation de la pression par rapport au rayon (Figure IV.4) a une allure parabolique, en particulier pour les valeurs de rayon comprises entre 0.01 et 0.07 m.

Les valeurs de la pression augmentent rapidement en fonction du rayon, la pression est distribuée plus uniformément sur la surface de la membrane en comparaison avec l'allure de la courbe des contraintes de cisaillement. Les valeurs de la pression calculées par CFD avec le disque qui contient des ailettes sont plus grandes que celles trouvées pour le disque sans ailettes (Figure IV.4). Elle atteint la valeur de 3 bar dans le point 0.07 m du rayon. La pression

dynamique varie linéairement avec la densité de $CaCO_3$ et le carré de rayon et la vitesse angulaire, selon une relation linéaire qu'on peut déduire à partir des équations de Navier-Stokes.

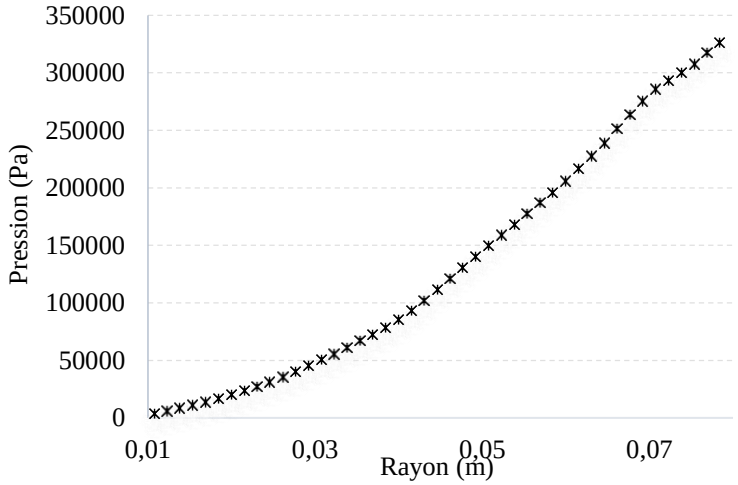


Figure IV.4: Variation de la pression en fonction du rayon ;
UF d'une suspension de $CaCO_3$ (2000 tr/min; disque rotatif avec ailettes; T = 25 °C)

Bouzerar et al. [116] ont trouvé dans leur étude que la densité et la viscosité de $CaCO_3$ ont augmenté la PTM de 1.4 à 2.3 bar. Cependant, leurs résultats posent plusieurs questions sur le comportement des particules dans leur mouvement par lequel la PTM augmente avec la viscosité et la densité.

Selon Romero et Davis [237], La diffusion brownienne n'est importante que pour les particules submicrométriques et les faibles taux de cisaillement, alors que la portance inertielle est importante pour les grosses particules et les taux de cisaillement élevés. Pour les particules de taille micrométrique et les taux de cisaillement de l'ordre de 10^3 s^{-1}, la diffusion induite par cisaillement est considérée comme dominante. L'évaluation de l'influence des deux paramètres (pression et contrainte de cisaillement) va montrer qui parmi ces deux paramètres est responsable du dépôt de particules sur la surface de la membrane.

Pour cette raison, on a représenté dans la Figure IV.6 et la Figure IV.7 la variation de l'épaisseur de dépôt en fonction du rayon pour une vitesse de rotation de 2000 tr/min (disque avec ailettes), et pour différents coefficients de frottement (0.1, 0.3, 0.03 et 0.05).

On remarque que dans les quatre figures, les profils de variation ont la même allure, mais les épaisseurs et les flux de perméat calculés sont différents et dépendent du coefficient de frottement. La plus grande épaisseur est obtenue pour un coefficient de frottement égal à 0.3 où elle atteint une valeur de 0.0035 m ; la plus petite valeur de l'épaisseur (0.0008 m) a été obtenue pour un coefficient de frottement de 0.05.

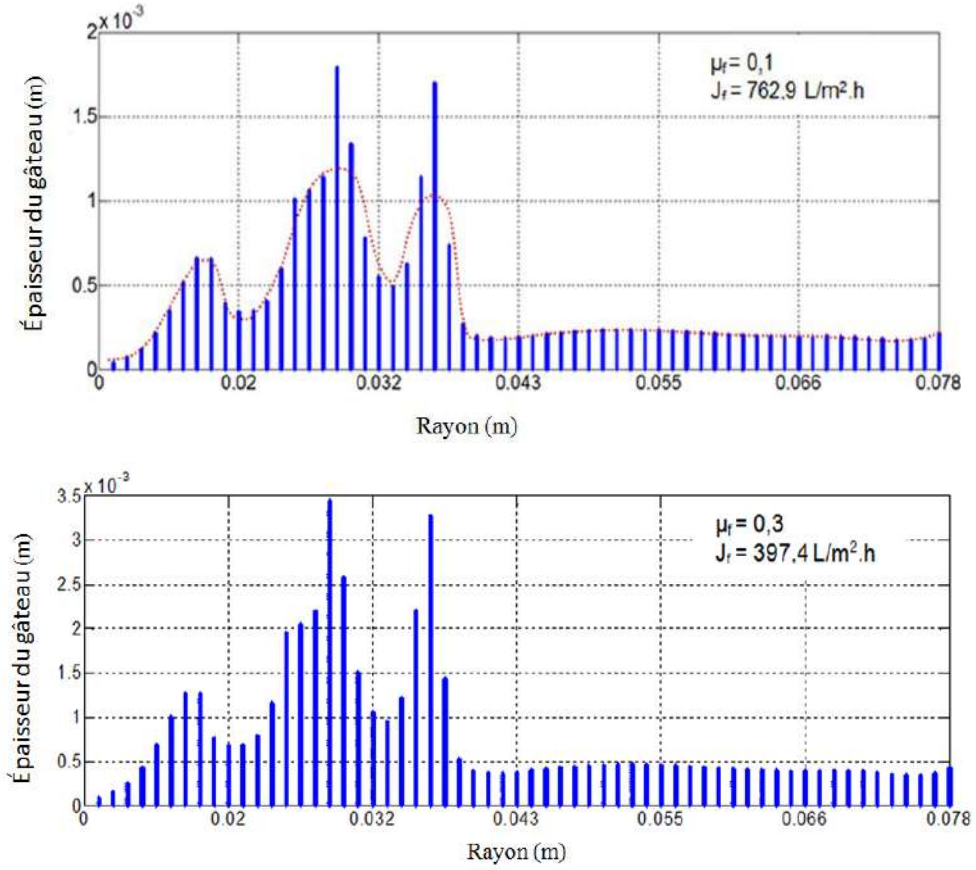


Figure IV.6: variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ;
UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque avec ailettes ; μ_f = 0.1, 0.3; T = 25 °C).

Pour chaque coefficient de frottement, les fortes variations de l'épaisseur sont situées sur une plage de variation du rayon de 0.025 à 0.038 mm. Cette épaisseur diminue progressivement à partir de la valeur du rayon supérieure à 0.04 mm. Ceci est en accord avec les résultats obtenus dans la Figure IV.4 ou à partir d'un rayon égal 0.04 mm, les contraintes de cisaillement augmentent dans cette partie de la membrane, ce qui engendre une diminution de la polarisation ce qui se traduit par une diminution de la couche de dépôt.

Par ailleurs, dans cette région de la membrane ($0.04 \leq R \leq 0.08$ m), la pression est également forte, ce qui a pour conséquence une accumulation et condensation de la couche de dépôt sur la surface de la membrane [238]. Chellam et al. [239] ont utilisé des particules de verre dont la taille est entre 1 à 25 mm, ils ont indiqué que les grandes particules étaient absentes du gâteau. Peut-être ils ont été érodés par la contrainte de cisaillement, donc on peut dire que les contraintes de cisaillement engendrent l'érosion de la couche de dépôt.

Les résultats de la Figure IV.8 montrent l'effet des contraintes et pas celui de la pression et plus précisément dans la région où le rayon est supérieur à 0.04 m. Donc, on peut noter que les valeurs des contraintes de cisaillement ont élevé l'effet d'érosion de la couche de dépôt, malgré les fortes valeurs de la pression. La stabilité de la couche de dépôt, peut être contrôlée par les fortes valeurs des contraintes de cisaillements [239].

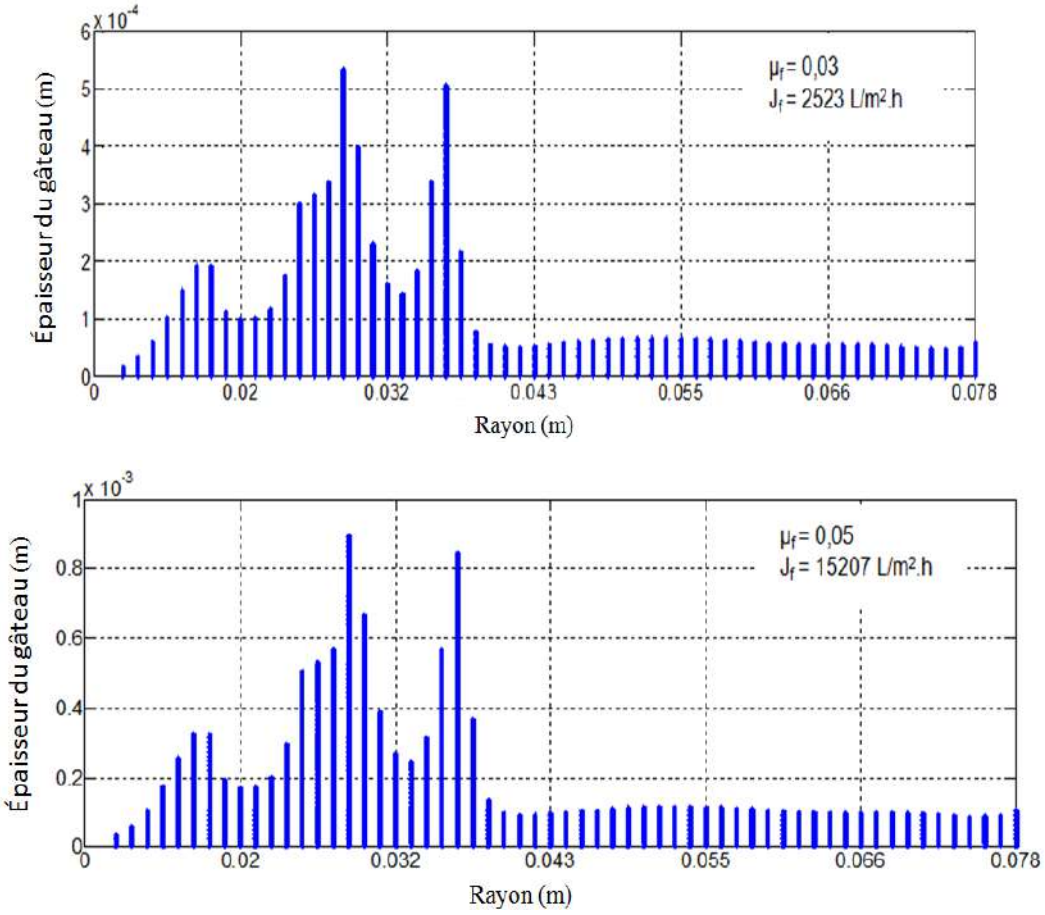


Figure IV.7: variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ;
UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque avec ailettes ;
μ_f = 0.03 et 0.05; T = 25 °C)

Une comparaison des résistances spécifiques théoriques et expérimentales aux gâteaux et des résistances cumulatives au gâteau suggère que la morphologie des gâteaux formés sous l'action du cisaillement est un facteur important dans la détermination du comportement du flux de filtrat. Le rôle des ailettes est remarqué par la comparaison de deux modèles (disque avec ailettes et sans ailettes) par la mise en considération des valeurs minimales obtenues par les deux modèles de la couche de dépôt et la forme de leurs allures.

Le coefficient de frottement a été trouvé meilleur par certains chercheurs dont la valeur est cernée entre 0.1 et 0.3 [240] et d'autres qui l'ont trouvé entre 0.05 et 0.01 [241]. Une valeur maximale a été trouvée par Broeckmann et al. [231], elle est égale à 0.03.

Dans notre cas, nous avons fait un essai pour les quatre valeurs proposées dans la littérature et nous avons calculé le flux de perméat correspondant pour chaque valeur de coefficient de frottement et nous l'avons comparé avec le flux du perméat expérimental obtenu par Brou et al. [127], pour le disque avec ailettes et sans ailettes.

Le flux trouvé par le modèle théorique est entre 2523.9 L/h.m² pour la valeur de coefficient de frottement 0.03, et 397.4 L/h.m² pour le coefficient de frottement de 0.3, ceci signifie que pour que le flux soit proche de la valeur expérimentale il faut que le coefficient de frottement soit inférieur à 0.1 et supérieur à 0.05 (Figure IV.12).

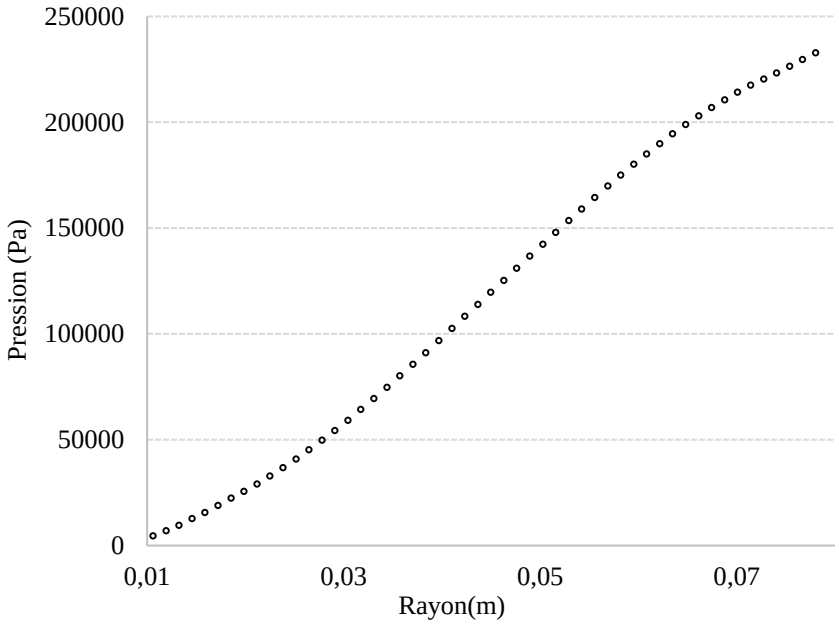


Figure IV.8 : Variation de pression en fonction de rayon ;
UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; disque rotatif sans ailettes ; T = 25 °C)

Dans la Figure IV.8 et la Figure IV.9, on a représenté la variation de la pression et de la contrainte de cisaillement en fonction du rayon pour un disque sans ailettes et pour une vitesse de rotation de 2000 tr/min. La pression augmente uniformément en fonction du rayon de la membrane, elle atteint la valeur maximale dans le périphérique de la membrane, cette valeur est inférieure à la valeur trouvée pour le disque équipé d'ailettes, ce qui montre l'effet des ailettes dans l'amélioration de la filtration membranaire.

Les contraintes de cisaillement sont un peu faibles dans la région de rayon variant entre 0.01 et 0.04 m, la valeur maximale atteint 8 Pa dans cette région de la membrane. Ceci peut être expliqué par les faibles vitesses tangentielles dans cette région et aussi par la viscosité et la densité élevée de $CaCO_3$.

Au-dessus de la valeur de 0.04 m du rayon, nous remarquons que les contraintes de cisaillement augmentent rapidement jusqu'à atteindre la valeur maximale de 140 Pa.

Les valeurs de la pression et les contraintes de cisaillement sont utilisées pour évaluer leurs effets sur la formation de la couche de dépôt pour un disque sans ailettes.

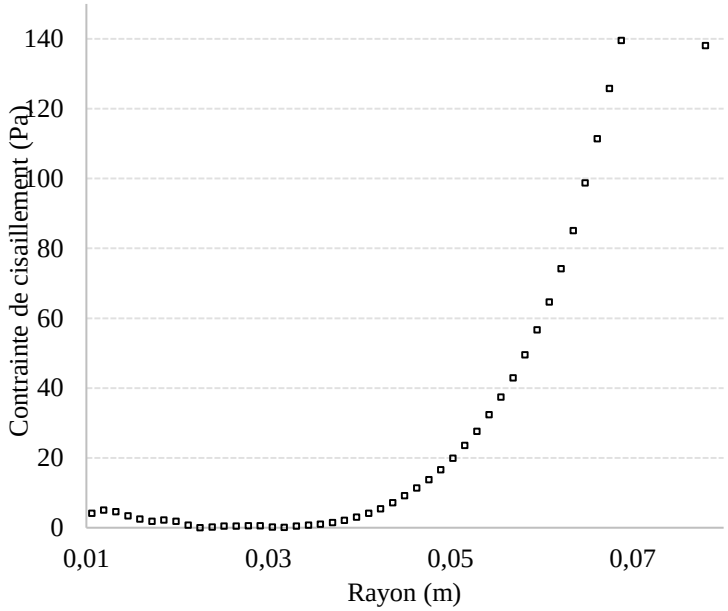


Figure IV.9 : contrainte de cisaillement en fonction de rayon ;
Ultrafiltration d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; disque rotatif sans ailettes ; T = 25 °C)

La Figure IV.10 et la Figure IV.11 représentent la variation de l'accumulation de la couche de dépôt en fonction du rayon pour différents coefficients de frottement sur la surface de la membrane. Les graphes ont la même allure avec un seul sommet qui se situe au point de 0.032 m du rayon. Ce sommet atteint différentes valeurs pour chaque coefficient de frottement, il est entre 0.01 et 0.003 m pour un coefficient de frottement variant entre 0.1 et 0.03 (Figure IV.10). Ceci montre que pour une couche de dépôt moins épaisse, il faut un coefficient de frottement inférieur à 0.03. Le flux de perméat a été calculé pour chaque coefficient de frottement en utilisant les valeurs de pression et les contraintes de cisaillement (calculés par CFD) en fonction de rayon. La valeur expérimentale du flux moyen a été mesurée par certains auteurs pour un disque sans ailettes. L'effet de contrainte de cisaillement et de la pression est bien remarqué

pour un disque sans ailettes. La pression augmente progressivement en fonction du rayon ($0 \leq r \leq 0.035$ m) et en parallèle la couche de dépôt s'accumule aussi progressivement jusqu'au point de rayon de 0.032 où elle atteint la valeur maximale.

Dans cette partie de la membrane, les contraintes de cisaillement sont généralement faibles ; au-dessus de ce point de rayon (0.032 m), les contraintes augmentent rapidement avec les valeurs de pression, mais la couche de dépôt diminue progressivement le long du rayon jusqu'au périphérique de la membrane, ceci peut être expliqué par l'efficacité des contraintes de cisaillement sur l'érosion de la couche de dépôt (supérieure à 0.043 m) devant la pression.

Cependant, dans la région où le rayon est inférieur à 0.015 m, on remarque aussi une faible épaisseur de la couche de dépôt, bien que les contraintes de cisaillement soient faibles dans cette partie de la membrane, ceci peut être expliqué par la faible pression qui empêche l'accumulation de la couche de dépôt dans cette région.

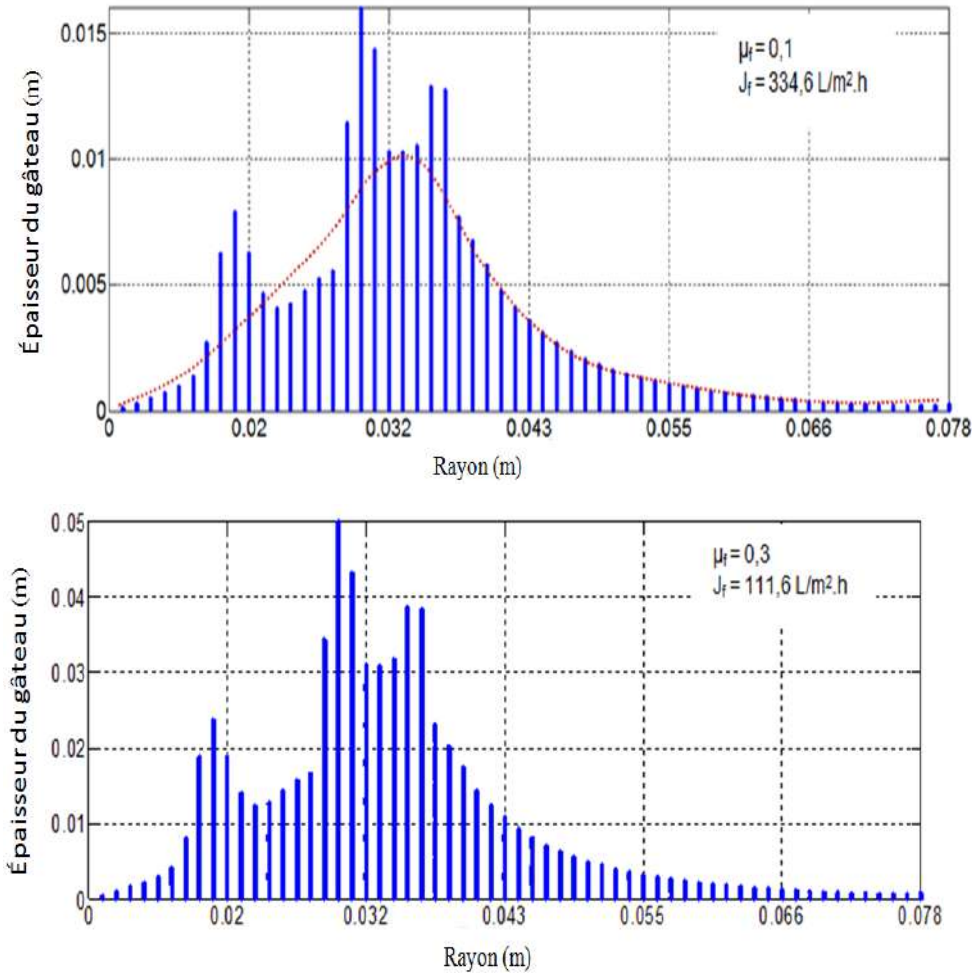


Figure IV.10: Variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ;

UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque sans ailettes ; μ_f = 0.1, 0.3; T = 25 °C)

Pour faire une comparaison entre les deux modules de filtration (disque avec ailettes et sans ailettes) ainsi qu'entre les modèles utilisés dans le calcul du flux de perméat pour les deux modules de filtration, nous avons représenté la variation du flux de perméat en fonction du coefficient de frottement (Figure IV.11).

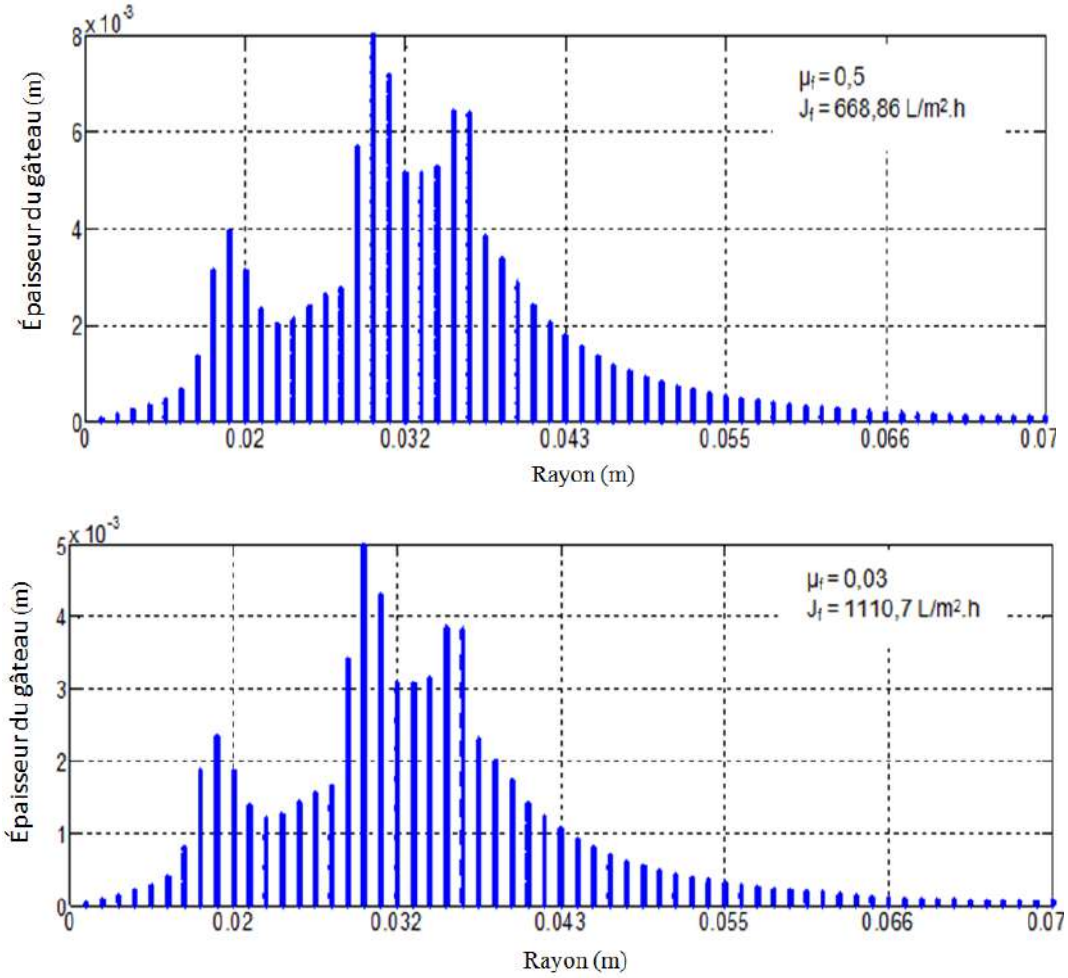


Figure IV.11: Variation de la couche de gâteaux en fonction de rayon ;
UF d'une suspension de $CaCO_3$ (vitesse de rotation de 2000 tr/min ; Disque sans ailettes ; μ_f = 0.03 et 0.05; T = 25 °C)

Les résultats montrent la diminution suivant une fonction puissance du flux de perméat en fonction de coefficient de frottement. Bouzerar et al. [178] ont trouvé environ 440 l/h.m² pour une vitesse de rotation de 1500 rpm. Dans une autre étude, Bouzerar et al. [111] ont trouvé une valeur de flux de 1050 l/h.m² pour une vitesse de rotation de 2000 tr/min.

La Figure IV.12 montre bien la différence de flux entre les deux modèles, ce qui montre l'efficacité des ailettes dans l'amélioration de flux de perméat. En plus pour que le flux de perméat soit compatible avec le flux mesuré expérimentalement, il faut que le coefficient de

frottement soit inférieur à 0.1 et supérieur à 0.05 pour les deux modules de filtration membranaire (disque avec ailettes et sans ailettes).

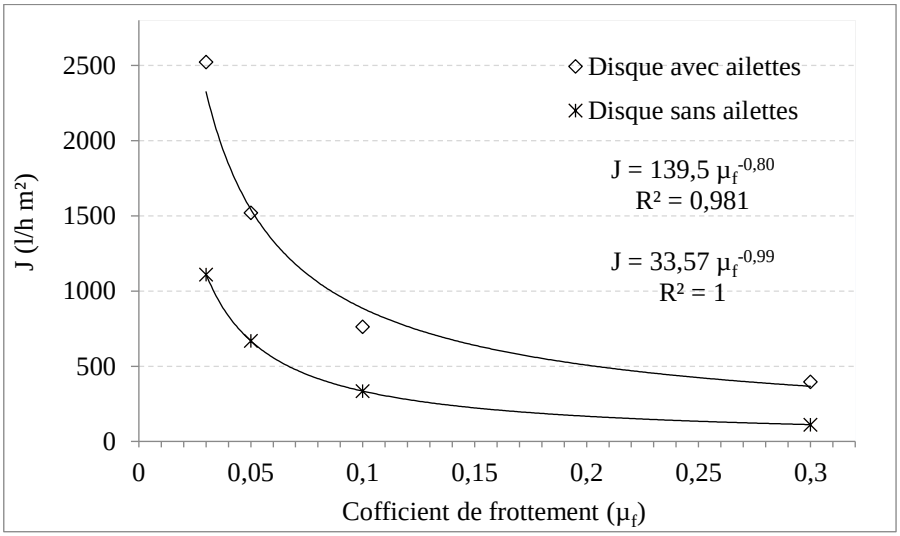


Figure IV.12 : Variation du flux en fonction de coefficient du frottement

L'accumulation du soluté près de l'interface membranaire peut être décrite par deux manières soit par la description de filtration-gâteau, soit par une description selon la théorie du film [242]. Le colmatage est dû à la polarisation de concentration, ce phénomène crée une forte concentration au voisinage de l'interface de la membrane ce qui engendre une pression osmotique par laquelle le soluté peut revenir vers la phase de solvant si la pression appliquée sur le fluide est généralement faible [243]. Dans la plupart des cas, lorsque la pression transmembranaire (PTM) est suffisamment élevée, une couche du gâteau de particules se forme sur la membrane et limite le flux de perméat [233]. Donc on peut dire que le coefficient de frottement et les fortes valeurs de pression se sont les deux facteurs principaux pour que les particules colloïdales s'accumulent et par conséquent produisent une couche de dépôt sur la surface de la membrane.

IV.5 Conclusion

Dans cette étude, nous avons représenté la variation de la couche de dépôt sur la surface de la membrane et montré l'efficacité des contraintes de cisaillement sur l'érosion de la couche de dépôt. Nous résultats montrent aussi l'effet des ailettes. Pour le disque avec ailettes, la couche de dépôt subit un effet d'érosion deux fois dans la région de rayon entre (0.01 - 0.04) et l'epaisseur de la couche de dépôt est plus inférieur que celle obtenue avec le disque sans ailettes. Le coefficent de frottement a un grand effet sur l'accumilation de la couche de dépôt sur la surface de la membrane, sans oublier l'effet de la pression qui engendre aussi l'accumulation

des particules colloïdales sur la surface de la membrane. Dans notre cas, nous avons essayé de trouver une valeur convenable pour le coefficient de frottement et qui donne un flux de pérmeat plus proche du modèle éxperimental. On a trouvé que pour que le flux de permeat calculé soit proche a celle mesuré expérimentalement le coeficient de frotement soit entre 0,05 et 0,1.

CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES

Conclusion Générale et Perspectives

Le travail présenté dans ce manuscrit avait pour objectif principal l'étude des procédés de filtration membranaire pour le traitement des effluents liquides. Ainsi une analyse des données des différentes techniques de traitements membranaires a été effectuée. L'efficacité du système de filtration dynamique utilisant de forts taux de cisaillement pour réduire les phénomènes de polarisation de concentration et la formation de gâteaux à la surface de la membrane de filtration a été étudiée.

Selon la synthèse bibliographique que nous avons réalisée au premier chapitre, le procédé de filtration membranaire est un outil d'avenir pour le traitement et la valorisation des effluents liquides. Cependant, l'efficacité de ce procédé de filtration est limitée par plusieurs facteurs liés soit à l'élément de filtration (membrane) ou aux techniques utilisées pour améliorer le flux du perméat.

L'efficacité de la contrainte de cisaillement, de la pression transmembranaire, ainsi que de la présence des ailettes sur le disque tournant a été mise en évidence dans cette thèse. Préalablement et dans le Chapitre I, une comparaison entre deux modules (système à disque rotatif et système Amicon 800) a été effectuée.

L'optimisation des conditions expérimentales (énergie consommée, vitesse de rotation du disque et pression transmembranaire) pour obtenir un flux moyen maximal a été réalisée en utilisant une méthodologie basée sur les surfaces de réponses (RSM). Il a été démontré que pour obtenir un flux moyen de perméat avec de hautes contraintes de cisaillement (vitesse de rotation de disque) et une consommation minimale d'énergie, il fallait appliquer les conditions de filtration suivantes : une pression transmembranaire de 3.34 bars, et une contrainte de cisaillement de 102,000 s^{-1}. Ainsi, sous l'effet de ces conditions optimales, le flux moyen trouvé est égal à 154 $L/m^2.h$ et l'énergie consommée est de 169 kWh/m^3. Ces résultats offrent un compromis intéressant dans le domaine de traitement des effluents liquides, où l'utilisation d'une énergie minimale conforte le choix de ce procédé par rapport à d'autres procédés qui consomment plus d'énergie.

L'amélioration du flux moyen de filtration nécessite l'étude de certains paramètres physiques tels que la contrainte de cisaillement et la pression transmembranaire. A cet effet, une étude théorique et numérique dans le chapitre II a été réalisée. L'utilisation de CFD dans notre étude est parmi les premières contributions à l'application des études numériques sur

des systèmes de filtration dynamique. En effet, cette présente étude démontre l'utilité de cet outil dans le calcul des paramètres physiques (pressions, contraintes de cisaillement, vitesse de rotation et présence d'ailettes sur les membranes). Cela a permis d'étudier la distribution de la pression et des contraintes de cisaillement sur la surface de membrane. Les résultats obtenus ont permis de faire une comparaison entre les résultats de cette étude et d'autres résultats trouvés dans la littérature. Ainsi, il a été vérifié que le système de filtration à disque rotatif (DRM) est plus efficace et donne un flux moyen plus important que le système de la cellule Amicon 8200. Par ailleurs, il a été observé que l'augmentation de la vitesse de rotation a un effet bénéfique sur l'amélioration de la contrainte de cisaillement et par conséquent sur l'efficacité de la filtration membranaire.

Une comparaison entre un disque sans ailettes et avec ailettes a été aussi réalisée en utilisant le CFD. Les résultats obtenus montrent l'efficacité des ailettes dans l'amélioration des contraintes de cisaillement et de la pression sur la surface de la membrane, ce qui entraine l'augmentation du flux moyen de perméat.

Le colmatage extérieur des membranes est dû au dépôt de certaines particules dont le diamètre est supérieur au diamètre des pores. Ce phénomène conduit à la formation d'une couche de gâteau, se déposant à la surface de la membrane avec le temps et par conséquence va rajouter une résistance supplémentaire à la filtration membranaire.

Ainsi, une partie de ce travail a été consacrée à l'étude de ce phénomène de colmatage, en effectuant une modélisation par un algorithme de calcul en utilisant le logiciel « Matlab ». Les tracés de l'allure de l'épaisseur de la couche de dépôt sur la surface de la membrane en fonction du rayon ont montré l'effet des contraintes de cisaillement, de la pression et du coefficient de frottement sur la formation de la couche de dépôt à la surface de la membrane. Les résultats obtenus montrent que les contraintes de cisaillement ont un effet majeur sur l'élimination de la couche de dépôt en la comparant à la pression transmembranaire en empêchant les particules contenues dans l'effluant de former un empilement de particules.

Les résultats de cette étude ont également montré que le coefficent de frottement, doit être inférieur à 0.1 et supérieur à 0.05 pour les deux modules de filtration membranaire (disque avec ailettes et sans ailettes), pour que le flux de perméat soit compatible avec le flux mesuré expérimentalement. Par conséquent, pour que le flux moyen soit meilleur il faut que le coefficient de frottement soit assez faible (inférieur à 0.05).

Prévoir le mécanisme de colmatage des membranes dans l'ultrafiltration des effluents liquides (eau usée domestique ou industrielle) pour la production de l'eau potable est fondamental pour améliorer les performances et réduire le colmatage des membranes.

Ainsi l'amélioration du flux moyen du procédé de filtration membranaire constitue une porte ouverte aux chercheurs pour étudier tous les paramètres physicochimiques, liés d'une part à l'élément de filtration (membrane) et à l'élément à filtrer (effluent), et d'autre part aux techniques de filtration (DRM, Cellule Amicon, …). Une analyse approfondie est nécessaire pour fractionner les polluants colmatant provenant d'effluents liquides, identifier le colmatant (organique, minéral, biologique ou composite) et fournir plus de détails sur les réactions parmi les impuretés ou entre les contaminants et la surface de la membrane.

Pour une application plus large, l'évaluation doit intégrer les performances de l'ultrafiltration avec le colmatage des membranes, en explorant l'équilibre entre l'élimination des contaminants et la réduction de colmatage grâce à une évaluation efficace, telle que l'évaluation du cycle de vie.

Les résultats obtenus lors de ce travail de thèse soulèvent de nouvelles questions et suggèrent ainsi certaines orientations futures pour la continuité de cette recherche :

- Efficacité technologique pour le contrôle du colmatage.
- Utilisation du calcul numérique à l'aide des logiciels de calcul bien choisis, pour étudier le comportement des particules de l'effluent sous l'effet de la pression transmembranaire et des contraintes de cisaillement lors de la filtration.
- Mesure de la pression radiale sur la surface de la membrane pour la validation des modèles théoriques.
- Utilisation de la microscopie électronique pour visualiser le comportement des particules à la surface de la membrane.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Références bibliographiques

Références

[1] J. A. A. NOLLET, Investigations on the causes for the ebullition of liquids. Journal of Membrane Science. 100(1) (1995) 1-3.

[2] Rajindar Singh, Introduction to Membrane Technology, Membrane Technology and Engineering for Water Purification. (2015) 1-80.

[3] A. Fick, Ueber Diffusion, Annalen der Physik, John Wiley and Sons. 170 Issue 1(1855), Issue 2 (2006) 59-86.

[4] J.D. Ferry, Ultrafilter Membranes and Ultrafiltration, Chemical Reviews. 18(3) (1936) 373-455.

[5] T. LV. Graham, On the absorption and dialytic separation of gases by colloid septa, The London. Edinburgh. and Dublin Philosophical Magazine and Journal of Science. 32 (1866) 401-420.

[6] K. H. Meyer, Part II, Artificial membranes, Introductory paper, Artificial membranes: their structure and permeability, Transactions of the Faraday Society. 33 (1937)1073-1081.

[7] H. K. Lonsdale, The growth of membrane technology, Journal of Membrane Science.10 (1982) 81-181.

[8] H. Bechhold, Kolloidstudien mit der Filtrationsmethode, Zeitschrift für Physikalische Chemie. 60(1) (1907) 257-318.

[9] A. S. Michaels, New separation technique for CPI, Chemical Engineering Progress. 64 (1968) 31.

[10] R. Zsigmondy, et W. Bachmann, Üeber neue filter, Zeitschrift für anorganische und allgemeine Chemie. 103 (1918) 119-128.

[11] C. E. REID, et E. J. BRETON, Water and ion flow across cellulosic membranes, Journal of Applied Polymer Science. 1 (1959) 133-143.

[12] W.J. Kolff and R.R. Balzer, et M. D. Cleveland, the artificial coil lung, ASAIO Journal. 1 (1955) 23.

[13] S. Loeb, and S. Sourirajan, Sea water demineralization by means of an osmotic membrane, ACS Publications. Advances in Chemistry. 38 (1963)117-132.

[14] J.C. Westmoreland, spirally wrapped reverse osmosis membrane cell, U.S. Patent No. 3367504 (6 fev1968).

[15] D.T. Bray, Reverse osmosis purification apparatus, U.S. Patent No. 3417870 (24 dec 1968).

[16] J.E. Cadotte, L.T. Rozelle, R.J. Petersen and P.S. Francis, Water transport across ultrathin membranes of mixed cellulose ester and ether derivatives, In Appl. Polym. Symp. 13 (1970) 73-83.

[17] V. V. MISTRY, et J.-L. MAUBOIS, Application of membrane separation technology to cheese production, Cheese: chemistry. physics and microbiology. 1(2004) 261-285.

[18] G. FOLEY, Membrane Filtration: A Problem-Solving Approach with MATLAB, Cambridge University Press. (2013).

[19] J. Günther, Caractérisation et optimisation des phénomènes de transfert dans un double bioréacteur à membranes, Thèse Ingénierie microbienne et enzymatique, univ-toulouse. (2009). 255p, http://ethesis.inp-toulouse.fr/archive/00001052/.

[20] W. Eykamp, Microfiltration and ultrafiltration, Membrane science and technology. 2 (1995) 1-43.

[21] Z, Zhenzhou, O. Bals, N. Grimi, L. Ding, E. Vorobiev, Qualitative characteristics and dead-end ultrafiltration of chicory juice obtained from pulsed electric field treated chicories. Industrial crops and products. 46 (2013) 8-14.

[22] F. A. Glover, Ultrafiltration and Reverse Osmosis for the Dairy Industry, National Institute of Research in Dairying. (1985) 141-151.

[23] H.C. Van der Horst, and J.H. Hanemaaijer, Crossflow microfiltration in the food industry: state of the art, Desalination. 77(1990) 235-258.

[24] W. Eykamp, Microfiltration and ultrafiltration, Membrane Separations Technology. 2 (1995) 1-43.

[25] R.R. Bhave, Cross-Flow Filtration, Fermentation and Biochemical Engineering Handbook (Second Edition). (1996) 271-347.

[26] A.G. Fane, C.Y. Tang, and R. Wang, Membrane Technology for Water: Microfiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration, and Reverse Osmosis, Elsevier Science. 4 (2011) 301-335.

[27] C. Charcosset, Procédés membranaires à application pharmaceutique et biotechnologique, Itbm-Rbm. 27(1) (2006)1-7.

[28] H.K. Lonsdale, the growth of membrane technology, Journal of Membrane Science. 10 (1982) 81-181.

[29] R.J. Wakeman, C.J. Williams, Additional techniques to improve microfiltration, Separation and Purification Technology. 26 (2002) 3-18.

[30] H. Aranha-Creado, J. Peterson, P.Y. Huang, Clearance of murine leukaemia virus from monoclonal antibody solutions by a hydrophobic PVDF microporous membrane filter, Biologicals. 26(2) (1998) 167-72.

[31] R. Van Reis, A. Zydney, Membrane separations in biotechnology, Curr Opin Biotechnol. 12 (2001) 208-11.

[32] R.J. Petersen, Composite reverse osmosis and nanofiltration membranes, J. Memb. Sci. 83 (1993) 81-150.

[33] I.G. Wenten, et J. Ganesha, Ultrafiltration in water treatment and its evaluation as pre-treatment for reverse osmosis system, Research Report Institut Technologie Bandung. Indonesia. (1996).

[34] J.H. Choi, S. Dockko, K. FUKUSHI, & K. Yamamoto, A novel application of a submerged nanofiltration membrane bioreactor (NF MBR) for wastewater treatment, Desalination. 146(1-3) (2002) 413-420.

[35] M. Nystrom, L. Kaipia and S. Luque, Fouling and retention of nanofiltration membranes, J. Membr. Sci. 98 (1995) 249-262.

[36] E.R. Cornelissen, Membrane fouling in waste water filtration: causes, consequences and prevention. PhD Thesis, Netherlands: University of Twente, (1997), 172 p. Disponible sur: https://ris.utwente.nl/ws/portalfiles/portal/6080848.

[37] D. Rana, T. Matsuura, Surface modifications for antifouling membranes, Chemical reviews. 110(4) (2010) 2448-2471.

[38] W. Sun, J. Liu, H. Chu, & B. Dong, Pretreatment and Membrane Hydrophilic Modification to Reduce Membrane Fouling, Membranes. 3(3) (2013) 226-241.

[39] M. TIRADO, et M. LEVI, Surface modification of polyamide thin film composite membranes via zwitterionic polymerization for biofouling mitigation. Thèse de doctorat, ICAR/03 Ingegneria Sanitaria-Ambientale. Italy : Politecnico di Milano, 2016, 123p. disponible sur : http://hdl.handle.net/10589/116532

[40] P. Le-Clech, V. Chen, T.A. Fane, fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment, Journal of Membrane Science. 284(1) (2006) 17-53.

[41] Z. Yan-jun, W. Kai-Fen, W. Zheng-Jun, Z. Liang, & L. Shu-Shen, Fouling and cleaning of membrane a literature review, Journal of environmental Science, 12(2) (2000) 241-251.

[42] O.T. Iorhemen, R. A. Hamza and J. H. Tay, Membrane Bioreactor (MBR) Technology for Wastewater Treatment and Reclamation: Membrane Fouling, Membranes. 6(2) (2016) 1-29.

[43] J.A. Howell, M. Nyström, Fouling phenomena, Membranes in bioprocessing: Theory and Applications. (1993) 203-242.

[44] K.J. Kim, A.G. Fane, C.J.D Fell, The effect of langmuir-blodgett layer pretreatment on the performance of ultrafiltration membranes, Journal of membrane science. 43(2-3) (1989) 187-204.

[45] A.D. Marshall, P.A. Munro and G. Tragardh, The effect of protein fouling in microfiltration and ultrafiltration on permeate flux, protein retention and selectivity: A literature review, Desalination, 91(1993) 65-108.

[46] R.J. Petersen, Composite reverse osmosis and nanofiltration membranes, J.Memb. Sci. 83 (1993) 81-150.

[47] T. Miyoshi, K.Yuasa, T. Ishigami, S. Rajabzadeh, E. Kamio, Y. Ohmukai, … & H. Matsuyama, Effect of membrane polymeric materials on relationship between surface pore size and membrane fouling in membrane bioreactors. Applied Surface Science. 330 (2015) 351-357.

[48] A.G. Fane, et C.J.D. Fell, A review of fouling and fouling control in ultrafiltration. Desalination. 62 (1987) 117-136.

[49] M. Fontyn, A membrane foulant interaction study, PhD dissertation, Agricultural, Fontyn: university of Wageningen, 1991, 103p. disponible sur: http:// library.wur.nl/ WebQuery/ wurpubs/fulltext/206308

[50] P. Gatenholm, S. Paterson, A.G. FANE, C.J.D. Fell, Performance of synthetic membranes during cell harvesting of Escherichia coli. Process biochemistry, 23(3) (1988) 79-81.

[51] S. Rakib, M. Sghyar, M. Rafiq, Élaboration et caractérisation d'un céramique macroporeuse à base d'arène granitique, Elsevier, Paris Céramique macroporeuse Ann. Chim. Sci. Mat, 25 (2000)567-576.

[52] N.C. Nwogu, M. Kajama, & E. Gobina, A study of gas diffusion characteristics on a micro porous composite silica ceramic membrane, Composite Structures. 134 (2015) 1044-1050.

[53] S.K. Nataraj, S. Roy, M.B. Patil, M.N. Nadagouda, W.E. Rudzinski, T.M. Aminabhavi, Cellulose acetate-coated α-alumina ceramic composite tubular membranes for wastewater treatment, Desalination. 281 (2011) 348-353.

[54] I. Pinnau, B.D. Freeman, Formation and Modification of Polymeric Membranes: Overview, American Chemical Society. 744 (1999) 1-22.

[55] R.W. Baker, Membrane Technology, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. 15 (2000)1-68.

[56] W.R. Bowen, F. Jenner, theoretical descriptions of membrane filtration of colloids and fine particles: an assessment and review**,** Advances in Colloid and Interface Science, 56 (1995) 141-200.

[57] P. Aimar, P. Bacchin, A. Maurel, Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) Aspects théoriques : perméabilité et sélectivité. Techniques de l'Ingénieur, Référence 7200035813 Paris, 2010.

[58] J.H. Hanemaaijer, T. Robbertsen, d.B.T. Van, and J.W. Gunnink, Fouling of ultrafiltration membranes: The role of protein adsorption and salt precipitation. Journal of Membrane Science. 40(2) (1989) 99-217.

[59] M.S. Le, et J.A. Howell, alternative model for ultrafiltration, Chemical engineering research & design. 62(6) (1984) 373-380.

[60] J.E. Wentz, S.G. Kapoor, R.E. DeVor, N. Rajagopalan, Partial Pore Blocking in microfiltration Recycling of a semisynthetic metalworking fluid, Journal of Manufacturing Science and Engineering. 130(4) (2008) 041014.

[61] A. Grenier, M Meireles, P. Aimar, P. Carvin, Analysing flux decline in dead end filtration, Chemical Engineering Research and Design. 86(11) (2008) 1281-1293.

[62] M. Hernandez Rojas, Bioréacteur à membranes immergées pour le traitement d'eau usées domestiques : influence des conditions biologiques sur les performances du procédé, Thèse de Doctorat, INPT, Toulouse, (2006), 174p. disponible sur : http://ethesis.inp-toulouse.fr/archive/00000269/.

[63] S. Judd, the MBR book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for water and Wastewater Treatment, second edition, Elsevier, UK, 2011.

[64] Z. Wang, J. Ma, C.Y. Tang, K. Kimura, Q. Wang, X. Han, Membrane cleaning in membrane bioreactors: A review, Journal of Membrane Science. 468 (2014) 276-307.

[65] Z. Wang, Z. Wu, X. Yin, L. Tian, Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: membrane foulant and gel layer characterization, J. Membr. Sci. 325 (2008) 238-244.

[66] T. Tsuyuhara, Y. Hanamoto, T. Miyoshi, K. Kimura, Y. Watanabe, Influence of membrane properties on physically reversible and irreversible fouling in membrane bioreactors, Water Sci. Technol. 61 (2010) 2235-2240.

[67] C. Huyskens, S. Lenaerts, E. Brauns, L. Diels, H. De Wever, Study of (ir) reversible fouling in MBRs under various operating conditions using new online fouling sensor, Sep. Purif. Technol. 81 (2011) 208-215.

[68] H.B. Petrus, H. Li, V. Chen, N. Norazman, Enzymatic cleaning of ultrafiltration membranes fouled by protein mixture solutions, J. Membr. Sci. 325 (2008)783-792.

[69] M. Kraume, D. Wedi, J. Schaller, V. Iversen, A. Drews, Fouling in MBR: what use are lab investigations for full scale operation? Desalination. 236(1-3) (2009) 94-103.

[70] A. Drews, Membrane fouling in membrane bioreactors, Characterisation, contradictions, cause and cures, journal of Membrane Science. 363 (2010) 1-28.

[71] D.F. Ayala, V. Ferre, S.J. Judd, Membrane life estimation in full-scale immersed membrane bioreactors, J. Membr. Sci. 378 (2011) 95-100.

[72] M.C. Porter, Concentration polarization with membrane ultrafiltration, Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop., 11(3) (1972) 234-248.

[73] G.B. Van Den Berg and C.A. Smolders, Flux Decline in Ultrafiltration Processes, Desalination, 77 (1990) 101-133.

[74] W.F. Blatt, A. Dravid, A.S. Michaels, & L. Nelsen, Solute polarization and cake formation in membrane ultrafiltration: causes, consequences and control techniques, Membrane science and technology, 47 (1970).

[75] R.W. Field, and P. Aimar, Ideal limiting fluxes in ultrajiltration: comparison of various theoretical relationships. J. membrane Sci. 80(1993) 107-115.

[76] A.A. Kozinski and E.N. Lightfoot, ultrafiltration of proteins in stagnation flow, AIChE J.17 (1971) 81.

[77] A. Broeckmann, J. Busch, T. Wintgens, W. Marquardt, Modeling of pore blocking and cake layer formation in membrane filtration for wastewater treatment, Desalination. 189 (2006) 97-109.

[78] G. Foley, D.M. Malone, F. Macloughlin**,** Modeling the effects of particle polydispersity in crossflow filtration, Journal of Membrane Science. 99 (1995) 77-88.

[79] A. Costa, Permeability- porosity relationship: A reexamination of the Kozeny- Carman equation based on a fractal pore- space geometry assumption. Geophysical research letters, 33(2) (2006).

[80] T. Kawakatsu, S. Who, and S. Kimura, Effects of size and compressibility of suspended particles and surface pore size of membrane on flux in crossflow filtration, J. Membrane Sci., 81(1993) 173-190.

[81] R.C. Viadero, R.L. Vaughan & B.E. Reed, Study of series resistances in high-shear rotary ultrafiltration, Journal of Membrane Science. 162(1-2) (1999) 199-211.

[82] S.S. Madaenl, T. Mohamamdi, M.K. Moghadam, Chemical cleaning of reverse osmosis membranes, Desalination 134 (2001) 77-82.

[83] S. Ahmed, M.T. Seraji, J. Jahedi, M. A. Hashib, Application of CFD for simulation of a baffled tubular membrane, chemical engineering research and design. 90 (2012) 600-608.

[84] B. Georges, R.H. Davis, et A.L Zydney, The behaviour of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration, Journal of Membrane Science. 96(1-2) (1994) 1-58.

[85] Q.Y. Yang, J.H. Chen, F. Zhang, Membrane fouling control in a submerged membrane bioreactor with porous, flexible suspended carriers. Desalination.189 (2006) 292-302.

[86] P. Van den Brink, F. Vergeldt, H. Van As, A. Zwijnenburg, H. Temmink, M.C. Van Loosdrecht, Potential of mechanical cleaning of membranes from a membrane bioreactor, J. Membr. Sci. 429 (2013) 259-267.

[87] X. Yang, R. Wang, A.G. Fane, C.Y. Tang, I.G. Wenten, Membrane module design and dynamic shear-induced techniques to enhance liquid separation by hollow fiber modules: a review, Desalin. Water Treat. 51 (2013) 3604-3627.

[88] C. Brepols, K. Drensla, A. Janot, M. Trimborn, N. Engelhardt, Strategies for chemical cleaning in large scale membrane bioreactors, Water Sci. Technol.57 (2008) 457-463.

[89] R.J. Wakeman, and C.J. Williams, Additional techniques to improve microfiltration, Separation and Purification Technology. 26(1) (2002) 3-18.

[90] M.Y. Jaffrin, dynamic shear-enhanced membrane filtration: A review of rotating disks, rotating membranes and vibrating systems, Journal of Membrane Science 324 (2008) 7-25.

[91] A. L. Ahmad, et A. Mariadas, Baffled microfiltration membrane and its fouling control for feed water of desalination. *Desalination*.168(2004) 223-230.

[92] G. B. P. W. Brans, C.G.P.H. Schroën, R.G.M. van der Sman, R.M. Boom, Membrane fractionation of milk: state of the art and challenges. Journal of Membrane Science. 243(1-2), (2004) 263-272.

[93] E. Matthiasson, & B. Sivik, concentration polarisation and fouling, Desalination. 35 (1980) 59-103.

[94] D.M. Krstic, M.N. Tekić, D.M. Carić, D.M. S.D. Milanović, Static turbulence promoter in cross-flow microfiltration of skim milk, Desalination 163 (2004) 297-309.

[95] W.R. Bowen, F. Jenner, theoretical descriptions of membrane filtration of colloids and fine particles: an assessment and review, Advances in Colloid and Interface Science, 56 (1995) 141-200.

[96] Liu. Yuanfa, He. Gaohong, D. Luhui, D. Hong, Ju. Jia and Li. Baojun, Experimental and CFD Studies on the Performance of Microfiltration Enhanced by a Turbulence Promoter, Chinese Journal of Chemical Engineering. 20(4) (2012) 617- 624.

[97] M. Frappart, Traitement d'effluents modèles de l'industrie laitière par filtration dynamique, thèse de doctorat, génie des procédés industrielle, université de Compiègne, (2006), 203p.

[98] M. Schöler, T. Fuchs, M. Helbig, W. Augustin, S. Scholland, J-P. Majschak, monitoring of the local cleaning efficiency of pulsed flow cleaning procedures, In Proc. 8th Int. Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning. (2009) 455-463.

[99] X. SHI, G. Tal, N.P. Hankins, V. Gitis, Fouling and cleaning of ultrafiltration membranes: a review. Journal of Water Process Engineering.1(2014) 121-138.

[100] K. BODE, R.J HOOPER, W.R. Paterson, D. Ian Wilson, W. Augustin, , & S. Scholl, Pulsed flow cleaning of whey protein fouling layers. Heat transfer engineering.28(3) (2007) 202-209.

[101] E. Larsson, Microfiltration of Milk with Backpulsing. Tetra Pak Processing Systems AB. Lund. Sweden, 2011.

[102] C. Ning Koh, T. Wintgens, T. Melin, et F. Pronk, Microfiltration with silicon nitride microsieves and high frequency backpulsing, Desalination. 224(1-3) (2008) 88-97.

[103] J. Cakl, I. Bauer, P. Dolecek, P. Mikulasek, Effects of backflushing conditions on permeate flux in membrane crossflow microfiltration of oil emulsion, desalination 127(2000) 189-198.

[104] C.K. Lee, W.G. Chang and Y.H. Ju, Air Slugs Entrapped Crossflow Filtration of Bacterial Suspensions, Biotechnol. Bioeng. 41(1993) 525-530.

[105] M. Mercier-Bonin, C. Lagane and C. Fonade, Influence of a Gas/liquid Two-phase Flow on the Ultrafiltration and Microfiltration Performances: Case of a Ceramic Flat Sheet Membrane, J. Membr. Sci. 180(2000) 93-102.

[106] C. Cabassud, S. Laborie, L. Durand-Bourlier and J.M. Lainé, Air Sparging in Ultrafiltration Hollow Fibers: Relationship between Flux Enhancement, Cake Characteristics and hydrodynamic Parameters, J. Membr. Sci. 181(2001)57-69.

[107] S. NadhJagannadh and H.S. Muralidhara, Electrokinetics Methods to Control Membrane Fouling, Ind. Eng. Chem. Res. 35 (1996) 1133-1140.

[108] C-J. Chuang, C-Y. Wu, C-C. Wu, Combination of crossflow and electric field for microfiltration of protein/microbial cell suspensions, Desalination. 233(2008) 295-302.

[109] B. Sarkar, S. De, et S. Dasgupta, Pulsed electric field enhanced ultrafiltration of synthetic and fruit juice. Separation and Purification Technology.63(3) (2008) 582-591.

[110] L. Ding, M.Y. Jaffrin, M. Mellal, G. Heb, Investigation of performances of a multishaft disk (MSD) system with overlapping ceramic membranes in microfiltration of mineral suspensions, Journal of Membrane Science. 276 (2006) 232-240.

[111] R. Bouzerar, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Local permeate flux-shear-pressure relationships in a rotating disk microfiltration module: implications for global performance, Journal of Membrane Science. 170 (2000) 127-141.

[112] Prise de http://www.bokela.de/de/technologien/cross-flow-filtration.html.

[113] L. Ding, M.Y. Jaffrin and J. Luo, dynamic filtration with rotating disks, and rotating or vibrating membranes, Elsevier Ltd. chapter two (2015) 27-56.

[114] S.A. Lee, B.G. Russoti, B. Buckland, Microfiltration of recombinant yeast cells using a rotating disk dynamic filtration system, Biotechnol. Bioeng. 48 (1995) 386-400.

[115] U. Frenander, et A- S. Jönsson, Cell harvesting by cross- flow microfiltration using a shear- enhanced module, Biotechnology and bioengineering. 52(3) (1996) 397-403.

[116] R. Bouzerar, P. Paullier, M.Y. Jaffrin, Concentration of mineral suspensions and industrial effluents using a rotating disk dynamic filtration module, Desalination. 158 (2003) 79-85.

[117] L. Ding, O. Al-Akoum, A. Abraham, M.Y. Jaffrin, Milk protein concentration by ultrafiltration with rotating disk modules, Desalination. 144 (2002) 307-311.

[118] V. Espina, M.Y. Jaffrin, M. Frappart, L.H. Ding, Separation of casein from whey proteins by dynamic filtration, Desalination. 250 (2010) 1109-1112.

[119] L. DING, O. AL-AKOUM, A. Abraham, M.Y. Jaffrin, Milk protein concentration by ultrafiltration with rotating disk modules, Desalination. 144(1-3) (2002)307-311.

[120] J. Luo, Z. Zhu, L. Ding, Ol. Bals, Y. Wanb, M.Y. Jaffrin, E. Vorobiev, Flux behavior in clarification of chicory juice by high-shear membrane filtration: Evidence for threshold flux, Journal of Membrane Science. 435 (2013) 120-129.

[121] Z. Zhu, O. Bals, N. Grimi, L. Ding, E. Vorobiev, Flux decline control in nanofiltration of detergent wastewater by ashear-enhanced filtration system, Industrial Crops and Products 46 (2013) 8-14.

[122] Z. Tu, filtration dynamique de suspensions de CaCO3 et de solutions de surfactants, , Thèse de Doctorat, Génie des Procédés Industriels, UTC Compiègne, 2009, 183 p.

[123] J Luo, L. Dinga, Y. Wanb, M.Y. Jaffrin, Flux decline control in nanofiltration of detergent wastewater by a shear-enhanced filtration system, Chemical Engineering Journal. 181 (2012) 397– 406.

[124] J. Luo, L. Ding, Y. Wan, P. Paullier, M. Y. Jaffrin, Application of NF-RDM (nanofiltration rotating disk membrane) module under extreme hydraulic conditions for the treatment of dairy wastewater, Chemical Engineering Journal. 163 (2010) 307-316.

[125] L. Ding, O. Al-Akoum, A. Abraham, M.Y. Jaffrin, Milk protein concentration by ultrafiltration with rotating disk modules, Desalination. 144 (2002) 307-311.

[126] A. Brou, M.Y. Jaffrin, L. Ding, J. Courtois, Microfiltration and Ultrafiltration of Polysaccharides produced by fermentation using a rotating disk dynamic filtration system, biotechnology and bioengineering. 82(4) (2003) 429-437.

[127] A. Brou, L. Ding, P. Boulnois, M.Y. Jaffrin, Dynamic microfiltration of yeast suspensions using rotating disks equipped with vanes, Journal of Membrane Science. 197 (2002) 269-282.

[128] N. Moulai-Mostefa, A. Brou, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Ultrafiltration d'émulsions huile-eau et de microémulsions de cyclohexane par un système à disque rotatif, Mechanics & Industry. 6(2) (2005) 203-210.

[129] Prise de http://spintek.com/speedy-rotary-membrane-system/

[130] U. Yenal, A. F. Corral, J. Nixon, C. Hill, W. P. Ela, & R. G. Arnold, Economics of ion exchange versus vibratory shear enhanced processing for minimization of reverse osmosis concentrate volume. Journal of Environmental Engineering. 140(6) (2014) 05014001.

[131] A.D. Armando, B. Culkin, D.B. Purchas, New separation system extends the use of membranes, Filtration and Separation. 29(5) (1992) 376-378.

[132] M. Frappart, M.Y. Jaffrin, L. Ding, V. Espina, Effect of vibration frequency and membrane shear rate on nanofiltrationof diluted milk, using a vibratory dynamic filtration system, Separation and Purification Technology. 62 (2008) 212-221.

[133] N. Moulai-Mostefa, M. Frappart, O. Akoum, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Separation of water from metal working emulsions by ultrafiltration using vibratory membranes, Journal of Hazardous Materials. 177 (2010) 978-982.

[134] O. Al-Akoum, L. Ding, R. Chotard-Ghodsnia, M.Y. Jaffrin, G. Gézan-Guiziou, Casein micelles separation from skimmed milk using a VSEP dynamic filtration module, Desalination.144 (2002) 325-330.

[135] M.Y. Jaffrin, L. Ding, O. Akoum, A. Brou, A hydrodynamic comparison between rotating disk and vibratory dynamic filtration systems, Journal of Membrane Science. 242 (2004) 155-167.

[136] O. Al Akoum, M.Y. Jaffrin, L. Ding, P. Paullier, C. Vanhoutte, A hydrodynamic investigation of microfiltration and ultrafiltration in a vibrating membrane module, Journal of Membrane Science.197 (2002) 37-52.

[137] V. Espina, Fractionnement de protéines du lait par filtration dynamique, Thèse de doctorat, Université de Technologie de Compiègne, (2009), 142p.

[138] F. Liebermann, Dynamic cross flow filtration with Novo flow's single shaft disk filters, Desalination. 250 (2010) 1087-1090.

[139] T. Huuhilo, P. Väisänen, J. Nuortila-Jokinen et M. Nyström, Influence of shear on flux in membrane filtration of integrated pulp and paper mill circulation water, Desalination, 141(3) (2001) 245-258.

[140] prise de : www.mestopaper.com.

[141] H. Schlichting, K. Gersten, E. Krause, & H. Oertel, *Boundary-layer theory*. New York: McGraw-hill, 1955.

[142] L. Ding, M.Y. Jaffrin, M. Mellal, G. He, Investigation of performances of a multishaft disk (MSD) system with overlapping ceramic membranes in microfiltration of mineral suspensions, Journal of Membrane Science. 276 (2006) 232-240.

[143] P. Kumar, N. Sharma, R. Ranjan, S. Kumar, Z. F. Bhat, and D.K. Jeong, Perspective of Membrane Technology in Dairy Industry: A Review, Asian Australas. J. Anim. Sci. 26(9) (2013)1347-1358.

[144] V.V. Mistry, J.-L. Maubois, Application of Membrane Separation Technology to Cheese Production, Elsevier.1(2004) 262-284.

[145] J.L. Maubois, G. Mocquot, et L. Vassal, Procédé de traitement du lait et de sous-produits laitiers. Patent Française. 2 (1969) 121.

[146] J.L. Maubois, G. Mocquot, J.L. Thapon, Marie-Christine Humilier, A. Chopin, H. Goudedranche, C. Dupas, E. Blanc-Patin, M. Piot and J. Fauquant, Préparation de fromage à partir de "pré-fromage liquide" obtenu par ultrafiltration du lait, Le lait. 51(508) (1971) 495-533.

[147] H. Strathmann, Membrane separation processes: current relevance and future opportunities, AIChE Journal. 47(5) (2001) 1077-1087.

[148] G. Daufin, J.-P. Escudier, H. Carreáre, S. Beâ Rot, L. Fillaudeau, M. Decloux, recent and emerging applications of membrane processes in the food and dairy industry, Trans IChemE. 79(c) (2001) 89-102.

[149] A. Koris, G. Vatai, Dry degumming of vegetable oils by membrane filtration, Desalination. 148 (2002) 149-153.

[150] A. Cassano, C. Conidi, R. Timpone, M. D'avella, & E. Drioli, A membrane-based process for the clarification and the concentration of the cactus pear juice, Journal of food engineering, 80(3) (2007) 914-921.

[151] H. Mirsaeedghazi, Z. Emam-Djomeh, S.M. Mousavi, A. Aroujalian, & M. Navidbakhsh, Clarification of pomegranate juice by microfiltration with PVDF membranes, Desalination. 246(3) (2010) 243-248.

[152] H.S. Muralidhara, Challenges of Membrane Technology in the XXI Century, Membrane Technology: A Practical Guide to Membrane Technology and Applications in Food and Bioprocessing, ZF Cui and HS Muralidhara, Eds., ed Oxford, UK: Elsevier Science, (2010) 19-32.

[153] N.Z. Al-Mutairi, M.F. Hamoda, I. Al-Ghusain, Coagulant selection and sludge conditioning in a slaughterhouse wastewater treatment plant, Biore-sour. Technol. 96(2) (2004) 115-119.

[154] R.S. Elleuch, I. Hammemi, L. Khannous, M. Nasri, & N. Gharsallah, Wastewater treatment of bottle oil washing water (BOWW) by hybrid coagulation–flocculation and biological process. Desalination and Water Treatment. 52(7-9) (2014) 1362-1369.

[155] G. Hamer. T. Egli, N. Al-awadhi, polluted water renovation for reuse: recent biotechnological advances applicable in hot arid regions, Desalination. 72 (1989) 31-65.

[156] K.V. Rajeshwari, M. Balakrishnan, A. Kansal, K. Lata,V.V.N. Kishore, State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment, Renewable and Sustainable Energy Reviews. 4(2000)135-156.

[157] Y. Tamim et K.E. Tulou, Overview of desalination techniques. Journal of Contemporary Water Research & Education, 132(1) (2005) 3-10.

[158] B. Van Der Bruggen, et C. Vandecasteele, Distillation vs. membrane filtration: overview of process evolutions in seawater desalination. Desalination. 143(3) (2002) 207-218.

[159] O.S. Amuda, I.A. Amoo, O.O. Ajayi, Performance optimization of coagulant/flocculant in the treatment of wastewater from a beverage industry, J. Hazard. Mater. B129 (2006) 69-72.

[160] R.Y. Avula, H.M. Nelson, R.K. Singh, Recycling of poultry process wastewater by ultrafiltration, Innovative Food Science and Emerging Technologies. 10 (2009) 1-8.

[161] L.M. Dos Santos, et G.L. Biundo, Treatment of pharmaceutical industry process wastewater using the extractive membrane bioreactor. Environmental progress. 18(1) (1999) 34-39.

[162] M.T. Ravanchi, T. Kaghazchi, A. Kargari, Application of membrane separation processes in petrochemical industry: a review, Desalination. 235 (2009) 199-244.

[163] B. Sarkar, P.P. Chakrabarti, A. Vijaykumar, V. Kale, Waste water treatment in dairy industries possibility of reuse, Desalination. 195(1-3) (2006)1-306.

[164] B. Farizoglu, S. Uzuner, The investigation of dairy industry wastewater treatment in abiological high performance membrane system, Biochemical Engineering Journal. 57 (2011) 46-54.

[165] A.W. Mohammad, Y.H. Teow, W.L. Ang, Y.T. Chung, D.L. Oatley-Radcliffe, N. Hilal, Nanofiltration membranes review: recent advances and future prospect, Desalination. 356 (2015) 226-254.

[166] M.G. Khedr, Membrane fouling problems in reverseosmosis desalination applications, Desalination Water Reuse. 10 (2000) 3.

[167] H.K. Shon, S.H. Kim, S. Vigneswaran, R. Ben Aim, Sungyun Lee, J. Cho, Physicochemical pretreatment of seawater: fouling reduction and membrane characterization, Desalination. 238 (2009) 10-21.

[168] L. Malaeb, G.M. Ayoub, Reverse osmosis technology for water treatment: State of the art review, Desalination. 267 (2011) 1-8.

[169] S.A. Avlonitis, K. Kouroumbas, N. Vlachakis, Energy consumption and membrane replacement cost for seawater RO desalination plants, Desalination. 157 (2003) 151-158.

[170] Z. Zhu, O. Bals, N. Grimi, E. Vorobiev, Pilot scale inulin extraction from chicory roots assisted by pulsed electric fields, International Journal of Food Science and Technology. 47 (2012)1361-1368.

[171] A. Franck, L. De Leenheer, Inulin, Biopolymers Online. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA. (2005).

[172] K. Loginova, M. Loginov, E. Vorobiev, N.I. Lebovka, Quality and filtration characteristics of sugar beet juice obtained by cold extraction assisted by pulsed electric field, Journal of Food Engineering. 106 (2011) 144–151.

[173] V. Gokmen, O. Cetinkaya, Effect of pretreatment with gelatin and bentonite on permeate flux and fouling layer resistance during apple juice ultrafiltration, Journal of Food Engineering. 80 (2007) 300-305.

[174] W. Zhao, Y.L. Su, C. Li, Q. Shi, X. Ning, Z.Y. Jiang, Fabrication of antifouling polyethersulfone ultrafiltration membranes using Pluronic F127 as both surface modifier and pore-forming agent, Journal of Membrane Science. 318 (2008) 405-412.

[175] L. Fillaudeau, B. Boissier, A. Moreau, P. Blanpain-Avet, S. Ermolaev, N. Jitariouk, A. Gourdon, Investigation of rotating and vibrating filtration for clarification of rough beer, Journal of Food Engineering. 80 (2007) 206-217.

[176] C. Rai, P. Rai, G. Majumdar, S. De, S. Das Gupta, Mechanism of permeate flux decline during microfiltration of water melon (Citrullus lanatus) juice, Food and Bioprocess Technology. 3 (2010) 545-553.

[177] J. Luo, L. Ding, Y. Wan, P. Paullier, M.Y. Jaffrin, Fouling behavior of dairy wastewater treatment by nanofiltration under shear-enhanced extreme hydraulic conditions, Sep. Purif. Technol. 88 (2012) 79-86.

[178] R. Bouzerar, M.Y. Jaffrin, L. Ding, P. Paullier, Influence of geometry and angular velocity on performance of a rotating disk filter, AIChE J. 46 (2000) 257-265.

[179] R. Bouzerar, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Local permeate flux-shear-pressure relationship in a rotating disk microfiltration module: implications for global performance, J. Membr. Sci. 170 (2000) 127-141.

[180] A. Brou, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Dynamic microfiltration of yeast suspensions using rotating disks equipped with vanes, J. Membr. Sci.197 (2002) 269-282.

[181] R.H. Myers, D.C. Montgomery, Response Surface Methodology, Wiley. New York. 2002.

[182] X. Li, J. Ouyang, Y. Xu, M. Chen, X. Song, Q. Yong, S. Yu, Optimization of culture conditions for production of yeast biomass using bamboo wastewater by response surface methodology, Bioresource Technology. 100 (2009) 3613-3617.

[183] M. Tir, N. Moulai-Mostefa, Optimization of oil removal from oily wastewater by electrocoagulation using response surface method, Journal of Hazardous Materials. 158 (2008) 107-115.

[184] R.A.R. Figueroa, A. Cassano, E. Drioli, Ultrafiltration of orange press liquor: Optimization for permeate flux and fouling index by response surface methodology, Separation and Purification Technology. 80 (2011) 1-10.

[185] M. Cai, S. Wang, H.H. Liang, Optimization of ultrasound-assisted ultrafiltration of Radix astragalus extracts with hollow fiber membrane using response surface methodology, Separation and Purification Technology. 100 (2012) 74-81.

[186] Y. Liu, S. Wei, M. Liao, Optimization of ultrasonic extraction of phenolic compounds from Euryale ferox seed shells using response surface methodology, Industrial Crops and Products. 49 (2013) 837-843.

[187] Z. Zhu, J. Luo, L. Ding, O. Bals, M.Y. Jaffrin, E. Vorobiev, Chicory juice clarification by membrane filtration using rotating disk module, Journal of Food Engineering. 115 (2013) 264-327.

[188] A. Idris, F. Kormin, M.Y. Noordin, Application of response surface methodology in describing the performance of thin film composite membrane, Separation and Purification Technology. 49 (2006) 271–280.

[189] B. Wojciech, E. Celiska, R. Dembczynski, D. Szymanowska, M. Nowacka, T. Jesionowski, W. Grajek, Cross-flow microfiltration of fermentation broth containing native corn starch, Journal of Membrane Science. 427 (2013) 118-128.

[190] N. Singh, M. Cheryan, Fouling of a ceramic microfiltration membrane by corn starch hydrolysate, Journal of Membrane Science. 135(1997) 1995-2202.

[191] P. Bacchin, P. Aimar, R.W. Field, Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. Journal of Membrane Science. 28 (2006) 42-69.

[192] S. Pinzauti, P. Gratteri, S. Furlanetto, P. Mura, E. Dreassi, R. Phan-tan-luu, experimental design in the development of voltammetric method for the assay of omeprazole, Journal of Pharmaceutical and Biomedical Analysis. 14 (1996) 881-889.

[193] Y.Y. Hu, P. Zheng, Y.Z. He, G.P. Sheng, Response surface optimization for determination of pesticide multiresidues by matrix solid-phase dispersion and gas chromatography, Journal of Chromatography A. 1098(1) (2005) 188-193.

[194] G.C. Derringer, R. Suich, Simultaneous optimization of several response variables, Journal of Quality Technology. 12 (1980) 214-219.

[195] Z.J. Wang, K. Fidkowski, R. Abgrall, F. Bassi, D. Caraeni, A. Cary, H. Deconinck, R. Hartmann, K. Hillewaert, H.T. Huynh, N. Kroll, G. May, P.O. Persson, B. van Leer, M. Visbal, High-order CFD methods: current statu and perspective, Int. J. Numer. Methods Fluid 75 (2013) 811-845

[196] C. Torras, J. Pallares, R. Garcia-Valls, M.Y Jaffrin, Numerical simulation of the flow in a rotating disk filtration module, Desalination. 235 (2009) 122-138.

[197] A. Parvareh, M. Rahimi, S.S. Madaeniand, A.A. Alsairafi, Experimental and CFD study on the role of fluid flow pattern on membrane permeate flux, Chinese J. Chem. Eng. 19(2011) 18-25.

[198] M. Rainer, W. Hoflinger, W. Koch, E. Pongratz, D. Oechsle, 3D-flow simulation and optimization of a cross flow filtration with rotating discs. Sep. Purif. Technol. 26 (2002)121-131.

[199] Y. Li, P. Lin, K. Tung, CFD analysis of fluid flow through a spacer-filled disk-type membrane module, Desalination, 283 (2011) 140-147.

[200] M. Rahimi, S.S. Madaeni, M. Abolhasani, A.A. Alsairafi, CFD and experimental studies of fouling of a microfiltration membrane, Chem. Eng. Process. 48 (2009)1405-1413.

[201] R. Ghidossi, J.V. Daurelle, D. Veyret, P. Moulin, Simplified CFD approach of a hollow fiber ultrafiltration system, Chem. Eng. J. 123 (2006) 117-125.

[202] Y. Liu, G. He, L. Ding, H. Dou, J. Ju, B. Li, Experimental and CFD studies on the performance of microfiltration enhanced by a turbulence promoter, Chinese J. Chem. Eng. 20 (2012) 617-624.

[203] K-J. Hwang, S-E. Wu, Disk structure on the performance of a rotating-disk dynamic filter: A case study on microalgae microfiltration, Chem. Eng. Res. Design. 94 (2015) 44-51.

[204] R. Bouzerar, M.Y. Jaffrin, L. Ding, P. Paullier, Influence of geometry and angular velocity on performance of a rotating disk filter. AICHE J. 46 (2000) 257-265.

[205] R. Bouzerar, L. Ding, M.Y. Jaffrin, Local permeate flux-shear-pressure relationships in a rotating disk microfiltration module: implications for global performance, J. Membr. Sci. 170 (2000)127-141.

[206] C. Torras, J. Pallares, R. Garcia-Valls, M.Y. Jaffrin, Numerical simulation of the flow in a rotating disk filtration module, Desalination. 235 (2009) 122-138.

[207] J.F. Shepherd, et C.R. Johnson, Hexahedral mesh generation constraints, Engineering with Computers. 24(3) (2008) 195-213.

[208] V.N. Parthasarathy, C.M. Graichen, et A.F.A. Hathaway, comparison of tetrahedron quality measures, Finite Elements in Analysis and Design. 15(3) (1994) 255-261.

[209] P. Raut, Impact of mesh quality parameters on elements such as beam, shell and 3D solid in structural analysis, International Journal of Engineering Research Applications.2 (2012) 99-103.

[210] L. Li, L. Ding, Z. Tua, Y. Wan, D. Clausse, J-L. Lanoisellé, Recovery of linseed oil dispersed within an oil-in-water emulsion using hydrophilic membrane by rotating disk filtration system, J. Membr. Sci. 342 (2009) 70-79.

[211] T. Von Karman, On laminar and turbulent friction, Zeitschrift für angewandte Mathematik und mechanic.1(4) (1921).

[212] M.-C. Aubert, M.-P. Elluard, H. Barnier, Shear stress induced erosion of filtration cake studied by a flat rotating disk method, Determination of the critical shear stress of erosion, J. Membr. Sci. 84 (1993) 229-240.

[213] V.U. Boedewadt, Die drehströmung über festem grunde. ZAMM- Journal of Applied Mathematics and Mechanics, Zeitschrift für Angewandte Mathematik und Mechanik. 20(5) (1940) 241-253.

[214] W.G. Cochran, The flow due to a rotating disc, In: Mathematical Proceedings of the Cambridge Philosophical Society. Cambridge University Press. (1934) 365-375.

[215] R. Bouzerar, M.Y. Jaffrin, L. Ding, P. Patrick, Influence of geometry and angular velocity on performance of a rotating disk filter, AIChE journal.46(2) (2000) 257-265.

[216] R. Bouzerar, M.Y. Jaffrin, A. Lefevre, P. Paullier, Concentration of ferric hydroxide suspensions in saline medium by dynamic cross-flow filtration. J. Membr. Sci.165 (2000)111-123.

[217] A. Brou, L. Ding, P. Boulnois, M.Y. Jaffrin, Dynamic microfiltration of yeast suspensions using rotating disks equipped with vanes, J. Membr. Sci. 197 (2002) 269-282.

[218] Z. Zhu, J. Luo, L. Ding, O. Bals, M.Y. Jaffrin, E. Vorobiev, Chicory juice clarification by membrane filtration using rotating disk module, J. Food Eng. 115 (2013) 264-271.

[219] J. Luo, W.Cao, L. Ding, Z. Zhu, Y. Wan, M.Y. Jaffrin, Treatment of dairy effluent by shear-enhanced membrane filtration: the role of foulants, Sep. Purif. Technol. 96 (2012)194-203.

[220] Y. Lee, M.M. Clark, Modeling of flux decline during crossflow ultrafiltration of colloidal suspensions, J. Membr. Sci. 149 (1998) 181-202.

[221] C.A. Serra, M.R. Wiesner, A comparison of rotating and stationary membrane disk filters using computational fluid dynamics, J. Membr. Sci. 165 (2000)19-29.

[222] M.Y. Jaffrin, Dynamic shear-enhanced membrane filtration: a review of rotating disks, rotating membranes and vibrating systems, J. Membr. Sci. 324 (2008) 7-25.

[223] K-J. Hwang, S-J. Lin, Filtration flux-shear stress-cake mass relationships in microalgae rotating-disk dynamic microfiltration. Chem. Eng. J. 244 (2014) 429-437.

[224] K-J. Hwang, S-E. Wu, Disk structure on the performance of a rotating-disk dynamic filter: A case study on microalgae microfiltration. Chem. Eng. Res. Design. 94 (2015) 44-51.

[225] H. Li, A.G. Fane, H.G.L. Coster, S. Vigneswaran, Direct observation of particle deposition on the membrane surface during crossflow microfiltration, Journal of Membrane Science. 149 (1998) 83-97.

[226] S. Mondal, S. De, A fouling model for steady state crossflow membrane filtration considering sequential intermediate pore blocking and cake formation, Sep. Purif. Technol. 75 (2010) 222-228.

[227] R.W. Field, D.Wu, J.A. Howell, B.B. Gupta, Critical flux concept for microfiltration fouling, J. Membr. Sci. 100 (1995) 259-272.

[228] W-M. Lu, K-J. Hwan, S-C. Ju, Studies on the mechanism of cross-flow filtration. Chem. Eng. Sci. 48(5) (1993) 863-872.

[229] L. Song, Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling. J. Membr. Sci. 139 (1998) 183-200.

[230] M. Paipuri, S.H. Kim, O. Hassan, N. Hilal, K. Morgan, Numerical modelling of concentration polarisation and cake formation inmembrane filtration processes, Desalination. 365 (2015) 151-159.

[231] A. Broeckmann, J. Busch, T. Wintgens, W. Marquardt, Modelling of pore blocking and cake layer formation in membrane filtration for wastewater treatment, Desalination. 189 (2006) 97-109.

[232] G. Foley, D.M. Malone, F. MacLoughlin, Modelling the effects of particle polydispersity in crossflow filtration, J. Membr. Sci. 99 (1995) 77-88.

[233] A. Ould-Dris, M.Y. Jaffrin, D. Si-Hassen, Y. Neggaz, Analysis of cake build-up and removal in cross-flow microfiltration of $CaCO_3$ suspensions under varying conditions, J. Membr. Sci. 175 (2000) 267-283.

[234] Y.K. Benkahla, A. Ould-Dris, M.Y. Jaffrin, D. Si-Hassen, Cake growth mechanism in cross-flow microfiltration of mineral suspensions, J. Membr. Sci. 98 (1995) 107-117.

[235] K-J. Jeon, Y-W. Jung, A simulation study on the compression behavior of dust cakes, Powder Technol. 141 (2004) 1-11.

[236] S. Ladeg, Z. Zhenzhou, N. Moulai-Mostefa, L. Ding, Mi.Y. Jaffrin, CFD Simulation of the Distribution of Pressure and Shear Rate on the Surface of Rotating Membrane Equipped with Vanes for the Ultrafiltration of Dairy Effluent, Arabian Journal for Science and Engineering. (2017) 1-9.

[237] C.A. Romero, R.H. Davis, Global model of crossflow microfiltration based on hydrodynamic particle diffusion, J. Membr. Sci. 39 (1988) 157-185.

[238] Y. Lee, M.M. Clark, Modeling of flux decline during crossflow ultrafiltration of colloidal suspensions, J. Membr. Sci. 149 (1998) 181-202.

[239] S. Chellam, M.R. Wiesner, Evaluation of crossflow filtration models based on shear-induced diffusion and particle adhesion: Complications induced by feed suspension polydispersivity, Journal of Membrane Science. 138 (1998) 83-97.

[240] K.-J. Jeon, Y.-W. Jung, A simulation study on the compression behavior of dust cakes, Powder Technology. 141 (2004) 1-11.

[241] F. Radjai and L. Brendel, Non-smoothness, indeterminacy, and friction in two-dimensional arrays of rigid particles, Phys. Rev. 54(1996) 861-873.

[242] G.B. Van Den Berg, C.A. Smolders, Flux decline in ultrafiltration processes, Desalination. 77 (1990) 101-133.

[243] W.R. Bowen, F. Jenner, Theoretical descriptions of membrane filtration of colloids and fine particles: an assessment and review, Adv. Colloid Interface Sci. 56 (1995) 141-200.

Annexe

Industrial Crops and Products 53 (2014) 154– 162

Industrial Crops and Products

journal homepage: www.elsevier.com/locate/indcrop

Study of rotating disk assisted dead-end filtration of chicory juice and its performance optimization

Zhenzhou Zhu[a], Soufyane Ladeg[b], Luhui Ding[a,*], Olivier Bals[a], Nadji Moulai-Mostefa[b], Michel Y. Jaffrin[c], Eugene Vorobiev[a]

[a] EA 4297 TIMR, Technological University of Compiegne, 60205 Compiegne Cedex, France
[b] LME, University of Medea, Ain D'Heb, 26001 Medea, Algeria
[c] UMR 7338, Technological University of Compiegne, 60205 Compiegne Cedex, France

article info

Article history:
Received 19 October 2013
Received in revised form
19 December 2013
Accepted 22 December 2013

Keywords:
Chicory juice
Ultrafiltration
Rotating disk
Optimization
Response surface methodology (RSM)

© 2013 Elsevier B.V. All rights reserved.

ABSTRACT

Inulin was extracted by pulsed electric fields (PEFs) assisted diffusion. Rotating disk module (RDM) assisted dead-end filtration of chicory juice was studied. Filtration behavior, flux decline and

trans-membrane pressure (TMP) (X_1: 2–6 bar), shear rate (X_2: 12,000–102,000 s^{-1}) for maximum average flux and minimum specific energy consumption. The experimental data obtained were fitted to a second-order polynomial equation using multiple regression and were also analyzed by variance analysis (ANOVA). The 3-D response surface and contour plots derived from the mathematical models were applied to determine the optimal conditions. The optimum filtration conditions were: a TMP of 3.34 bars, and a shear rate of

102,000 s^{-1}. Under these conditions, the experimental average flux and specific energy were 154 L/m^2 h and 169 kwh/m^3, respectively, which were in close agreement with the values predicted by the model. Results of this work may contribute to increase chicory juice filtration for inulin purification.

1. Introduction

Inulin is a kind of fructan composed of fructose units and some- times a terminal glucose unit (Glibowski, 2010). Inulin exists in a wide variety of plants such as leek, onion, garlic, wheat, chicory, artichoke and banana. Inulin is widely applied in bioprocesses and food production as an important material. It can be used for ethanol fermentation and production of protein, oil and fructose syrup (Chi et al., 2011). In food industry, inulin is used as a fiber ingredient to improve taste and texture, as fat substitute in dairy industry to produce low-fat dairy products, and as sugar analysis in chocolate to reduce sugar content.

Inulin is industrially extracted from chicory roots (Baert, 1997; Baert and Bockstaele, 1992). Sliced chicory roots are transported into a counter-current diffuser for a long time extraction (~2 h) which requires high temperature water (70–80 °C) as extract solvent (Zhu et al., 2012). In order to purify the obtained juice which contains inulin and some other impurities (mainly due to high extraction temperature), complex operations are required. One possible purification process mainly consists of

fouling coefficient of RDM assisted filtration were investigated and compared with the performance of previ- ously used normal stirred filtration unit. Response surface methodology (RSM), based on a three levels and two variable central composite rotatable design (CCRD), was employed to obtain the best possi- ble combination of

two steps. In the first step, there are pre-liming, liming, first carbonation, first filtration, second carbonation and second filtration (Franck and De Leenheer, 2005). Then, juice

demineralization, decolorization, evaporation and spray drying are used for further purification and commercial inulin production. Although the conventional purifica- tion technology can effectively remove insoluble and some soluble substances, it is labor intensive, time consuming and environmen- tally unfriendly.

Previous study showed that the application of pulsed electrical field (PEF) led to more selective non-thermal or moderate thermal extraction of active components from various plants. Then one can obtain extracted juice with higher quality (Loginova et al., 2011; Zhu et al., 2012). Moreover, the PEF treatment permits to decrease lime consumption and facilitate the purification process.

Membrane filtration has been proposed as an alternative to greatly simplify the purification process and decrease energy con- sumption which is currently huge in food processing industry due to high temperature operation (Fillaudeau et al.,

Arab J Sci Eng
DOI 10.1007/s13369-017-2645-5

RESEARCH ARTICLE - CHEMICAL ENGINEERING

CFD Simulation of the Distribution of Pressure and Shear Rate on the Surface of Rotating Membrane Equipped with Vanes for the Ultrafiltration of Dairy Effluent

Soufyane Ladeg[1] · **Zhenzhou Zhu**[2] · **Nadji Moulai-Mostefa**[1] · **Luhui Ding**[2] · **Michel Y. Jaffrin**[3]

Received: 14 May 2016 / Accepted: 7 June 2017
© King Fahd University of Petroleum & Minerals 2017

Abstract This paper reports computational fluid dynamics (CFD) studies on the performance of flow inside a rotating disk filtration module. This module consists of a disk rotating at speeds between 1000 and 3000 rpm inside a cylindrical housing equipped with a stationary circular flat membrane. In order to investigate the influence of surface geometry, a smooth disk and a disk equipped with vanes were used. Commercial CFD software was utilized for the characterization of the flow inside the membrane module. The predicted results were compared at different values of rotating and inlet velocities with previous works and also with experimental ones obtained in the filtration of dairy effluent in the same conditions. The influence of the geometry of the disk was also evaluated. The obtained results show that an increase in rotating velocity leads to an increase in the pressure and shear stress at the membrane surface. The highest pressures were obtained when using disks equipped with vanes, this was due to the turbulent area created between the vanes visualized in animated views. It was also found that the presence of vanes on the surface of disk has a great effect on the shear stress; it contributes to the reduction in fouling and improvement in filtration flux.

Keywords Ultrafiltration · Dairy effluent · Rotating disk · Pressure distribution · Shear stress · CFD

1 Introduction

In recent years, filtration in rotating disk modules (RDM) has received attention by researchers and engineers. Dynamic ultrafiltration by RDM can be applied to a wide variety of applications such as chemical industry, food technology and water treatment [1,2].

The main problem of membrane filtration is fouling, caused by particles and macromolecules contained in the feed solution, which blocks the pores or build up a cake over the membrane, reducing it's permeability [3,4].

Fouling can be considered to be completely external if no particles are expected to penetrate the pores [5]. To avoid these phenomena, several methods were proposed by researchers, namely the use of static turbulence promoters by placing inserts in the flow channel, or creating pulsations of feed flow [6,7]. Also, the flux can be enhanced by application of RDM or vibrating membranes [8,9]. As consequence, the membrane fouling and cake layer thickness can be reduced by increasing the shear rate at the membrane surface. It was demonstrated in ultrafiltration with RDM that the flux is mainly governed by the maximum shear rate and can be increased to considerably high levels by increasing the rotation speed or by equipping the disk with radial vanes [10–15]. It was observed that the presence of vanes on the surface disk permits a complete elimination of fouling and produces high permeate flux. The high performance of dynamic ultrafiltration was confirmed by Brou et al. [16]. They demonstrated that the addition of vanes to the membrane disk improves the permeate flux and reduces the consumed energy. They observed that the increase in permeate flux with the 6 mm

✉ Soufyane Ladeg
ladeg.soufiane@yahoo.fr

[1] Materials and Environmental Laboratory, University of Medea, Ain D'Heb 26001, Medea, Algeria

[2] EA 4297 TIMR, Technological University of Compiegne, 60205 Compiegne Cedex, France

[3] UMR 7338, Technological University of Compiegne, 60205 Compiegne Cedex, France

Published online: 17 June 2017

vanes is higher than the power augmentation. Li et al. [17] found for ultrafiltration of emulsions that a disk equipped with 6 mm vanes produces higher shear rate and reduces the concentration polarization at the membrane surface. They also demonstrated that during tests of concentration, the specific energy consumption was less for a disk with vanes than with a smooth disk.

Computational fluid dynamics (CFD) are a powerful tool to investigate processes involving fluid flow [18]. CFD and models of flow through RDM and tubular membranes were investigated by several researchers. Torras et al. [19] used numerical simulation to show the characteristics of the flow inside a dynamic membrane module with a smooth rotating disk. They determined the correlation relating the disk rotation speed with the surface-averaged pressure and the shear stress on the membrane. Parvareh et al. [20] studied the role of fluid flow pattern and pressure on the permeate flux. They found that the change in dynamic pressure upon the membrane surface has a direct effect on the permeate flux. Rainer et al. [21] examined the 3D-flow regime of a crossflow filter with horizontal rotating disks. They used a commercial CFD program for evaluating the influence of scrapers on velocity, turbulence and dissipation. Li et al. [22] studied the influence of the geometry of the membrane on the flow rate using CFD. They found that a variation in structural configuration causes an inherent change in hydrodynamic behaviour. Rahimi et al. [23] have used CFD for predicting the shear stress upon a polyvinylidene difluoride (PVDF) membrane. They found by comparing the experimental observations with CFD modelling that a high shear stress reduces fooling. Liu et al. [24] simulated the fluid flow in baffle-filled membrane tubes. Their simulation results showed an increase in shear stress and average velocity, caused by the presence of baffles, and therefore an increase in permeate flux. Ghidossi et al. [25] used a commercial CFD package to determine the pressure drop in a hollow fibre membrane at different operating conditions. They compared their experimental results with predicted results to check the numerical model. Liu et al. [26] studied the performance of screw inserts on microfiltration using CFD and experimental study. Their experimental results showed that turbulence promoters can enhance the permeate flux of membrane, consequently improve permeate flux. Therefore, they used CFD to confirm the efficiency of screw inserts for improving permeate flux. Recently, Hwang and Wu [27] studied the effect of shape and number of vanes equipping membranes on the efficiency of microalgae microfiltration using CFD. They found that the disk structure and rotation speed were the most crucial factors affecting the filtration performance. A rotating disk equipped with more vanes can generate higher shear stress on the membrane surface for a given rotation speed.

The aims of this study were, first to determine the pressure drop in a module depending on the operating conditions and secondly, to find the distributions of pressure and shear stress at the membrane and disk surface. Therefore, different conditions of rotation speed, inlet velocity and membrane surface nature were selected for this study. In order to increase the shear rate in the module, the disk was equipped with radial vanes. This geometry leads to an increase in the fluid angular velocity in the gap between the membrane and disk [28]. The effects of internal hydrodynamics of the filtration system on its performances were evaluated using CFD. Two types of disks (with vanes and without vanes) were applied for the ultrafiltration of dairy effluent. This fluid was chosen in order to compare the obtained results with those predicted by a theoretical model proposed by Bouzerar et al. [5] and, also with experimental values and numerical results obtained by Torras et al. [19] using CFD.

2 Materials and Methods

2.1 Experimental Device

A rotating disk membrane (RDM) was used for the ultrafiltration of dairy effluent (viscosity $9.8\,10^{-4}$ Pa s and density of 924 kg/m^3). The RDM is fed by an annular inlet and the fluid exits through the retentate on the axis. The flat membrane was attached on the cover of the cylindrical housing in front of a disk. Two types of disks were used, one with vanes and another without vanes (smooth disk). Therefore, the simulations were performed on the same physical model (Fig. 1).

The control volume has an annular inlet and an exit tube; this tube has a length equal to 40 mm (two diameters). This length was taken in order to avoid the influence of the exit [17].

Three inlet fluid velocities (0.017, 0.0011 and 0.009 m/s) were considered. For the first velocity (0.017 m/s), three different rotating velocities of the disk (1000, 2000 and 3000 rpm) were selected. For the second and last velocity, only a rotating velocity of 2000 rpm was used.

The radius of the disk for both models is 72.5 mm, the gap between the disk and membrane is 10.7 mm. Vanes height is 6 mm; their length is 65.5 mm and have three different thicknesses 1.2, 2 and 4 mm.

2.2 Software CFD Description

Commercial software (Ansys fluent version 14.5) was used in this study. A geometry and mesh in Ansys interface were created. The following boundary conditions were considered: (i) the inlet velocity was imposed in inlet annular section, and outflow at the retentate exit, (ii) the prescribed pressure in the outflow was maintained at zero, (iii) the velocity on