

30/91

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE AUX UNIVERSITES

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER

THESE DE MAGISTER

SPECIALITE:

GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

PRESENTEE PAR:

Abdelmalek CHERGUI

----- THEME -----
Amelioration des performances de
l'ultrafiltration par utilisation
des promoteurs de turbulence.

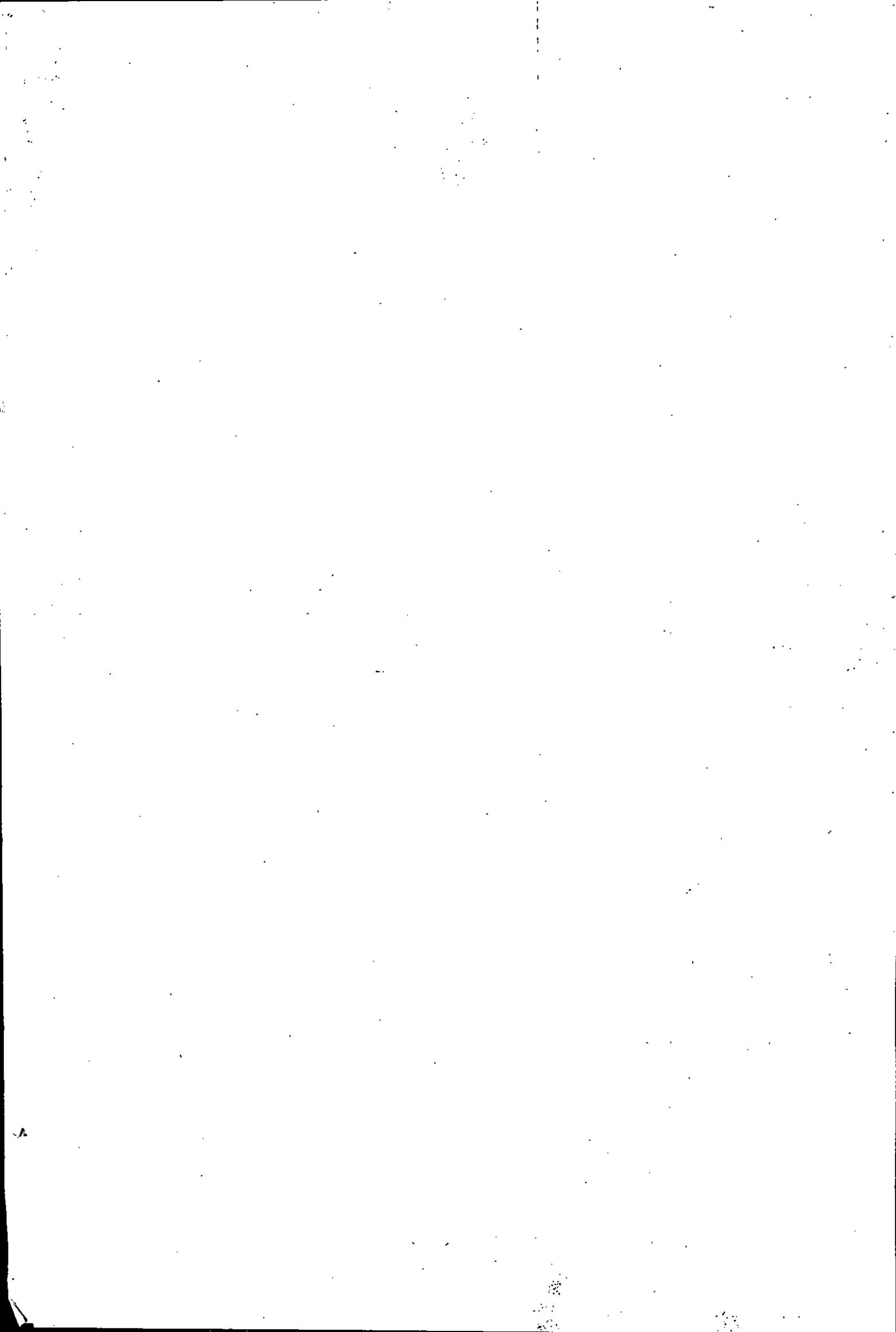
SOUTENUE LE 15.09.1991

Devant le jury compose de:

Pr R.KERBACHI (E.N.P)
Pr H.MENDJEL (U.S.T.H.B)
Pr B.BARIOU (Rennes)
Pr F.HAMDI (Constantine)
Dr N.MAMERI

President

Promoteur



Medicaces

Je dedie ce modeste travail :

À mes parents

À mes soeurs et mes freres

À ma famille

À la memoire de nana Louisa

À tous mes amis

AVANT PROPOS

Ce travail a été réalisé . en partie , au laboratoire de biotechnologie de l'Ecole Nationale polytechnique d'Alger . Je tiens à exprimer ma profonde et sincère reconnaissance à mon Directeur de thèse Dr. N.MAMERI pour les précieux conseils qu'il m'a prodigué tout le long de mes recherches.

Une partie de ce travail a été réalisé au laboratoire de Génie des procédés de séparation et agrochimie (GPSA) de l'ENSCR de Rennes sous la direction du professeur B.BARIOU . Je tiens à lui exprimer ma profonde et sincère reconnaissance pour l'interêt qu'il a porté à ce présent travail et pour son aide matériel.

Je voudrais exprimer ma sincère gratitude à Monsieur le Professeur R.KERBACHI, Professeur à l'ENPA d'avoir bien voulu présider le jury de cette thèse .

Mes remerciements vont également à Monsieur le Professeur MENDJEL de l'Université Houari BOumédienne . à Mme F.HAMDI Docteur Ingénieur et enseignante à l'Université de Constantine d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Il m'est agréable de remercier tous mes collègues pour l'ambiance qui a toujours régné au sein de laboratoire et plus particulièrement L.MAHMOUDI. A.MAZIGHI et M^{lle} S.BOUTRIA.

J'aimerais associer en cette même reconnaissance tout le personnel technique de l'ENPA et plus particulièrement ceux du Département de Génie Mécanique dont le concours me fût indispensable .

Aussi, je remercie plus particulièrement Mr K.DENDENE et R.ACHAB qui se sont chargés , avec gentillesse et compétence, de la dactylographie de cette thèse.

Enfin . Je remercie tout le personnel enseignant et technique qui ont contribué de loin ou de près à ma formation.

SOMMAIRE

INTRODUCTION

CHAPITRE I : REVUE BIBLIOGRAPHIQUE SUR L'ULTRAFILTRATION	1
<u>1 GÉNÉRALITÉS :</u>	1
1.1. Définition de l'ultrafiltration	1
1.2. Les applications de l'ultrafiltration	4
1.3. Les membranes et les modules de l'ultrafiltration	5
1.3.1. Les membranes	5
1.3.2. Les modules d'ultrafiltration	6
<u>2 MÉCANISMES DE TRANSFERT</u>	7
2.1. Introduction	7
2.2. Modèle de film	8
2.2.1. Expression du flux de perméat	8
2.2.2. Evaluation du coefficient de transfert de masse	9
2.3. Modèle de la résistance de filtration	12
2.4. Modèle osmotique	14
<u>3 AMÉLIORATION DES PERFORMANCES DE L'ULTRAFILTRATION</u>	16
3.1. Introduction	16
3.2. Promoteurs de turbulence	18
3.2.1. Promoteurs mobiles	18
3.2.2. Promoteurs fixes	19
3.2.3. Modules tournants	20
3.2.4. Ultrasons	20
3.2.5. Débits pulsés	20
CHAPITRE II : PROPRIÉTÉS DES PROTÉINES PLASMIQUES	25
I <u>Introduction</u>	26
II <u>Influence du pH</u>	26
III <u>Influence de la force ionique</u>	28
IV <u>Influence de la concentration</u>	31
V <u>Influence du solvant</u>	31
VI <u>Influence de la température</u>	33

CHAPITRE III APPAREILLAGES ET PRODUITS	36
I <u>Installation experimentale</u>	37
II <u>Description des différentes cellules utilisés</u>	40
2.1. Cellules tubulaire d'ultrafiltration	40
2.2. Cellule plane d'ultrafiltration	40
2.3. Cellule plane d'électroultrafiltration	40
III <u>Les promoteurs</u>	43
IV <u>Mesure du champs électrique</u>	43
V <u>Les membranes</u>	45
5.1. Membranes organiques IRIS 3038	45
5.2 Membranes minérales TECHSEP	47
VI <u>Les solutions</u>	
6.1 Solution d'électrolyte	49
6.2.Solution de BSA	49
 CHAPITRE IV : ULTRAFILTRATION DES SOLUTIONS MODELES DE BSA	 50
I <u>Evolution de la perméabilité de la membrane suivant les conditions opératoires</u>	
1.1. Essai d'adsorption	51
II <u>Ultrafiltration de solutions de BSA</u>	51
2.1. Ultrafiltration des solutions BSA par la membrane minérale TECHSEP	56
2.2. Ultrafiltration de solution de BSA par la membrane IRIS 3038	58
2.2.1. Influence de l'épaisseur de la veine fluide	59
2.2.1. Ultrafiltration de solution de BSA avec promoteur de turbulence.	65
III <u>étude des mécanismes de transfert au niveau de la membrane</u>	70
3.1 Détermination de la concentration de gel	70
3.2.Coefficient de transfert de masse K	74
Conclusion	77
 CHAPITRE V CALCUL ÉCONOMIQUE	 79
I <u>Criteres d'optimisation</u>	80
II <u>Influence des conditions opératoires sur K/Q_F</u>	82
III <u>Influence de l'épaisseur de la veine fluide</u>	86
conclusion	89

CHAPITRE VI Electroultrafiltration	91
1. <u>éléments de théorie</u>	92
1.1. Expression du flux - Modele du film et modèle osmotique	92
1.2. Bilan économique	96
2. <u>Résultats</u>	97
2.1. étude de l'adsorption de la B.S.A. sur les membranes en présence de champ électrique.	97
2.2. Influence des différents parametre ΔP , E, σ , C_0 sur le flux de J_v de perméat	97
2.3. <u>Bilan économique</u>	101
2.3.1. Influence de ΔP	101
2.3.2. Influence de la vitesse	101
2.3.3. Influence du champ électrique	104
2.3.4. Influence de "a"	104
CONCLUSION GÉNÉRALE	110

Nomenclature : Liste des Symboles

A	Surface de la membrane [m^2]
C	Concentration de la solution [g/l]
C_0	Concentration initiale de la solution [g/l]
C_p	Concentration de perméat [g/l]
C_s	Concentration à la surface de la solution [g/l]
C_m	Concentration à l'interface de la solution [g/l]
D	Coefficient de diffusion []
d_h	Diamètre de la veine fluide [m]
d_{gm}	Distance grille-membrane [m]
e	Distance entre deux électrodes [m]
E	Intensité de champ électrique [V/cm]
E_{cr}	Intensité de champ électrique critique [V/cm]
e_{vr}	épaisseur de la veine fluide [m]
f	Coefficient de friction modifié
F	Fréquence de pulsation [Hertz]
J_v	Flux de perméation [$m^3/m^2.h$]
I	Intensité de courant [A]
R	Coefficient de transfert de masse (m/h)
k_m	Coefficient de transfert de masse de la membrane seule (m/h)
k_g	Coefficient de transfert de masse en présence de gel (m/h)
K	Coût opératoire total par unité de temps (DA/s)
K_p	Coefficient de coût énergétique (DA/Joule)
K_c	Coefficient de coût en capital (DA/ $m^2.s$)
L	Longueur de canal de recirculation (m)
L_p	Perméabilité de la membrane ($m^3/m^2.h.bar$)
ΔP	Pression appliquée [bar]
ΔP_r	Pertes de charge [bar]
Q_v	Débit de recirculation [l/h]
Q_F	Débit d'ultrafiltration [l/h]
Q_b	Débit moyen d'alimentation [l/h]
R	Taux de rejet [%]
Re	Nombre de Reynolds
R_d	Résistance dynamique de la couche adsorbée [m^{-1}]
R_{sc}	Résistance adsorbée à l'équilibre qui dépend de la concentration C_0 (m^{-1})
R_i	Résistance dû au colmatage interne (m^{-1})

Sh	Nombre de Sherwood
Sc	Nombre de Schmidt
t	Temps de filtration [mn]
T	Température [°C]
u	Coefficient de mobilité électrophorétique [$m^2/h.V$]
v	Vitesse de circulation [m/s]
V	Volume pulsé [m^3]
LD	Longue diagonale
CD	Contre diagonale
δ	épaisseur de la couche de polarisation [m]
μ	Viscosité dynamique [$Pa.s$]
χ	Conductivité électrique [$\Omega^{-1}m^{-1}$]
ρ	Masse volumique [kg/m^3]
ϕ	Constante de proportionnalité qui dépend des macromoléculaires utilisées
τ_p	Constante de cisaillement [Pa]
δ_m	Épaisseur du dépôt de gel [m]
μ_r	Force ionique []

INTRODUCTION

Le procédé d'ultrafiltration trouve son champ d'application de plus en plus élargi dans des domaines les plus variés comme l'industrie agroalimentaire . la biotechnologie . l'industrie pharmaceutique et l'industrie chimique . C'est un procédé qui présente plusieurs avantages tant sur le plan écologique . économique et technologique .

Cependant . deux phénomènes limitent l'efficacité du procédé d'ultrafiltration :

- Le phénomène de polarisation de concentration dû à l'accumulation des solutés rejetés par la membrane.

- Le phénomène de colmatage de colmatage qui entraîne une chute de débit au cours du temps de filtration.

Différentes techniques permettent de réduire simultanément l'influence de cette couche de polarisation et de colmatage de la membrane . soit par utilisation des moyens traditionnels tels que :

- L'accroissement de la vitesse de recirculation de la solution le long de la membrane.

- L'augmentation de la température lorsque cela est possible .

où par des moyens faisant appel à des promoteurs de turbulence placés au voisinage de la membrane et.ou à l'application d'un champ électrique dans le sens à faire éloigner des macromolécules chargées de la membrane.

Dans le premier chapitre, nous présentons une revue bibliographique de travaux consacrés à l'ultrafiltration . ses limitations et les différents moyens pouvant être utilisés pour améliorer le flux de perméat .

Les propriétés physico-chimiques des protéines plasmiques et plus particulièrement celles de la B.S.A. et l'influence de certains paramètres tels que le pH ,la force ionique sur le phénomène d'adsorption et sur le flux de perméat sont présentés au deuxième chapitre .

Le matériel et les méthodes utilisés ainsi que la méthodologie adoptée est décrite dans le troisième chapitre.

Le quatrième chapitre est consacré à l'étude de l'ultrafiltration de Bovine Serum Albumine . Dans ce chapitre, nous montrons l'influence du pH sur l'adsorption du soluté sur la membrane. De même les conditions opératoires de l'ultrafiltration de la B.S.A. sur la perméabilité de la membrane et l'influence de l'épaisseur de la veine fluide . du débit de recirculation, et des promoteurs de turbulence sur le flux de perméat ont été étudiés.

Dans le cinquième chapitre . nous recherchons par le biais d'un calcul économique tenant compte des différents coûts (investissement et fonctionnement). les conditions optimales d'utilisation des promoteurs de turbulence et nous comparons les résultats obtenus entre une cellule tubulaire avec membrane TECHSEP et ceux d'une cellule plane avec membrane IRIS 3038.

Enfin. le dernier chapitre traite de l'application du champ électrique dans le process d'ultrafiltration . Les travaux théoriques et expérimentaux déjà réalisés dans ce domaine sont mis en revue . Les résultats expérimentaux obtenus avec une cellule plane équipée d'une membrane organique IRIS 3038 sont présentés

I

REVUE BIBLIOGRAPHIQUE SUR
L'ULTRAFILTRATION

I GENERALITES

1-1 Définition de l'ultrafiltration :

Les procédés à membranes sont basés sur le transfert partiel d'un mélange à travers une membrane sous l'effet d'une force agissante [1]. Le tableau (I-1) présente les différents procédés membranaires suivant les caractéristiques de la membrane utilisée et la force motrice exercée [2].

L'ultrafiltration est un procédé de séparation en phase liquide par perméation à travers des membranes perméselectives sous l'action d'une pression hydrostatique n'excédant pas en général 5 bars. Cette séparation s'effectue en fonction des dimensions des molécules ou de leur poids moléculaire. NEEL et MICHAELS suggèrent que la séparation par membrane d'ultrafiltration se fait lorsque les solutés ont une dimension dix (10) fois plus grande que celle du solvant (de l'ordre de 10 Å) [3].

En pratique, on caractérise une membrane par son seuil de coupure, c'est la masse molaire d'un soluté pris en référence pour laquelle le taux de rejet observé :

$$\begin{aligned} R_{obs} &= 1 - \frac{\text{concentration du soluté après traversée de la membrane}}{\text{concentration de la solution avant traversée}} \\ &= 1 - C_p/C_o \end{aligned} \quad (I-1)$$

est supérieur à une valeur fixée à l'avance (généralement 0,9). Le seuil de coupure permet de se faire une idée de la sélectivité de la membrane.

Tableau I-1. Domaines d'application des techniques à membranes, d'après
H. Strathman. (3)

Procédé	Type de membrane	Force motrice	Méthode de séparation	Domaine d'application
Micro-filtration	microporeuse, symétrique, rayon de pore 0,1-100 µm	pression hydrostatique 0,1 - 1 bar	tamisage mécanique	filtration à but de stérilisation et clarification
Ultra-filtration	microporeuse, asymétrique, rayon de pore 10 ⁻² -10 µm	pression hydrostatique 0,5 - 5 bars	tamisage mécanique	séparation de solutes macromoléculaires
Osmose inverse	asymétrique à peau dense	pression hydrostatique 20 - 100 bars	diffusion	séparation des sels et microsolutés
Dialyse	microporeuse, symétrique, rayon de pore 0,1-10 µm	gradient de concentration	diffusion	séparation de sels et microsolutés de solutions macromoléculaires
Electro-dialyse	échangeuse de cations et d'anions	gradient de potentiel électrique	taille et charge électrique des particules	déssalement
Séparation des gaz	homogène	pression hydrostatique et gradient de concentration	solubilité et diffusion	séparation d'un mélange de gaz

1-2 Les applications de l'ultrafiltration :

Les procédés à membranes sont relativement anciens. Ils ^{ont} pour fonction de concentrer, séparer, stériliser et purifier [4][5] et ont remplacé, dans certains domaines, certains procédés classiques tels que les distillateurs, les évaporateurs, les décanteuses, les centrifugeuses, etc... qui nécessitent un apport d'énergie important et des moyens techniques coûteux.

L'ultrafiltration a été utilisée au début de ce siècle pour séparer les colloïdes (albumine, hémoglobine), les cristalloïdes (sucres, urée, sels minéraux). Plus tard, lors de l'apparition des membranes de collodion, elle a été utilisée pour purifier les enzymes, les toxines, isoler les virus ou pour déterminer approximativement la taille des molécules biologiques [6][7].

La mise au point récente des membranes dont la sélectivité est mieux définie, favorise le développement de ce procédé en biologie pour, par exemple, purifier ou concentrer des solutions aqueuses de protéines. [4][6][8] La séparation par les ultrafiltres peut s'effectuer à la température ambiante. Elle n'exige ni variation de pH, ni addition de réactifs étrangers. De ce fait, on l'utilise dans diverses opérations mettant en jeu des substances chimiquement ou thermiquement peu stables (industries pharmaceutique et alimentaire) [4][6][9][10].

Avec la commercialisation des membranes de très haut débit et plus résistantes aux attaques chimiques, l'ultrafiltration intervient maintenant dans l'épuration de certains effluents polluants [6][8] et dans la récupération de matières valorisables entraînées dans les rejets industriels [6][10]. Nous citerons à titre d'exemple le traitement des eaux de rinçage des cabines de peinture par électrophorèse (recyclage des

pigments et résines des peintures) [6][11] et le traitement des huiles solubles usagées en vue de leur destruction ou de leur recyclage [6][9][10][12][13].

D'autres applications ont été décrites en détail par MENDJEL, CHERYAN, LAURENT, PORTER, GLIMENIUS, MAUBOIS. [2][4][6][10][11][15]

1-3 Les membranes et les modules d'ultrafiltration :

1-3-1 Les membranes : [3][5][6][17][18]

Les premières membranes qui ont fait leur apparition étaient fabriquées à partir de polymères naturels principalement à base de nitrate, de tri-acétate de cellulose et de cellulose régénérée. Ces membranes lancées au début des années 30 par la firme Allemande SARTORIUS, étaient utilisées en particulier pendant la guerre pour le contrôle bactériologique des eaux dans les villes bombardées. Elles sont à structure isotrope et présentent l'inconvénient d'être résistantes au transfert de solvant en raison de leur grande épaisseur.

Ce n'est que depuis une trentaine d'années qu'apparaissent de nouvelles classes de membranes à base d'acétate de cellulose préparées par la méthode de LOEB et SOURIRAJAN. Ce sont des membranes asymétriques comprenant :

- * une peau très fine (couche active) et très dense de quelques μm d'épaisseur
- * une couche support de forte porosité dont l'épaisseur varie de 10 à 200 μm , conférant à l'ensemble (peau + support) une bonne résistance mécanique.

Étant donnée l'importance de la qualité des membranes dans le procédé de séparation, les recherches sont très actives dans le domaine de la mise

au point de nouvelles membranes. En effet, les membranes cellulosiques de départ, bien que peu coûteuses, présentent l'inconvénient d'être sensibles à la température, aux attaques bactériennes et aux agents chimiques.

Depuis quelques années, on assiste à la naissance de nombreuses membranes composites à base de polymères synthétiques tels que celles associant deux polyélectrolytes de charges opposées et qui présentent un domaine de pH allant de 1 à 10, ou celles à base de polysulfones modifiés ou polyamides (IRIS 3022 de Rhône Poulenc) qui possèdent une bonne tenue à la température (jusqu'à 75 °C) et une excellente résistance chimique supportant ainsi des pH de 0 à 14. Pour ces membranes la peau et le support sont préparés séparément puis assemblés par collage.

Des membranes minérales connaissent aussi au cours de ces dernières années un développement important. Elles présentent l'avantage d'être résistantes aux agents chimiques, en particulier aux solvants et ont une bonne tenue à la température et au pH et une bonne résistance à la pression (20 à 30 bars) ainsi qu'aux sollicitations mécaniques diverses.

Ce sont des membranes composites constituées d'un support poreux et d'une peau déposée par fultage ou par un procédé sel-gel. Citons par exemple les membranes CARBOSEP (support carbone-peau en oxyde de zirconium).

1-3-2 Les modules d'ultrafiltration : [12]

L'utilisation des membranes implique leur insertion dans des modules dont la conception technologique varie suivant les constructeurs :

- * le module plan se présente en général sous la forme d'un empilement de plaques porte-membranes et de plaques séparatrices serrées entre elles comme dans un filtre-pressé.

- * le module tubulaire est constitué par un assemblage en paral-

lière de tubes en matériau poreux. la couche active de la membrane étant plaquée soit à l'intérieur, soit à l'extérieur des tubes. Afin de rendre plus compact ce type de module, les canaux sont parfois percés par exemple dans un bloc de céramique (S.C.T Membralox).

- * le module spiral où la membrane est enroulée autour d'un support souple.
- * le module à fibres creuses qui utilise des membranes sous forme de capillaire de diamètre compris entre quelques μm à quelques mm.

II MECANISMES DE TRANSFERT

2-1 Introduction :

On trouve dans la littérature un nombre important de modèles mathématiques qui tentent de décrire les mécanismes de transport à travers la membrane. Mais les modèles déterminant le flux de perméat ne sont pas entièrement satisfaisants en raison de leur incapacité de prendre en compte tous les phénomènes qui se déroulent à la surface de la membrane. Dans le cas d'un solvant pur, le flux de solvant J_v est proportionnel à ΔP et on admet généralement qu'il est donnée par la loi de POISEUILLE :

$$J_v = \frac{N \pi r_p^4}{8 \mu h} \Delta P \quad (I-1)$$

N étant le nombre de pores de rayon r_p et de longueur h par unité de surface de membrane.

Dans le cas d'une solution, le flux de perméat varie d'abord linéairement avec ΔP , mais au delà d'une certaine pression la courbe J_v en fonction de ΔP s'incurve et J_v tend à devenir indépendant de ΔP .

Cette diminution du flux peut être expliquée par l'apparition de deux phénomènes :

- * L'existence d'une couche de polarisation qui est dû à l'accumulation du soluté au voisinage de la membrane.
- * L'adsorption de soluté, le colmatage de la membrane.

Ces deux phénomènes sont étroitement liés à la nature de la membrane, à la nature du fluide à traiter et aux conditions opératoires; et rares sont les modèles qui tiennent compte des paramètres précités.

Nous nous contenterons de présenter trois modèles les plus couramment utilisés, en l'occurrence :

- * modèle du film,
- * modèle de la résistance à la filtration,
- * modèle de la pression osmotique.

2-2 Modèle du film :

2-2-1 Expression du flux de perméat : [6] [19]

Lors de la circulation de la solution à traiter, en régime turbulent, parallèlement à l'ultrafiltre, il se crée au voisinage de la membrane une couche limite dans laquelle le déplacement est laminaire. Le soluté dans cette zone se déplace sous l'effet de deux forces opposées :

- * la convection vers la membrane, assurée par un gradient de pression.
- * et la diffusion vers la veine liquide, assurée par un gradient de concentration.

La résultante de ces deux phénomènes conduit à la formation d'une couche de polarisation de concentration (Fig. I-1). L'établissement de cette couche peut varier d'une minute dans le cas où le taux de rejet est égal à 1 à 10 minutes lorsque la membrane est partiellement perméable à une protéine (BSA). [19]

En régime permanent, le flux est donné par :

$$J_v (C - C_p) = -D \frac{dC}{dy} \quad (I-2)$$

L'équation (I-2) conduit après séparation des variables et intégration à :

$$J_v = D/\delta \ln [(C_m - C_p)/(C_o - C_p)] \quad (I-3)$$

où C_o , C_m , C_p sont respectivement les concentrations en soluté, dans la charge, à la surface de la membrane et dans le perméat, et $k = D/\delta$ le coefficient de transfert de masse à l'interface fluide-membrane.

Lorsque le soluté est parfaitement retenu par la membrane, c'est-à-dire lorsque le taux de rejet est égal à 1, la relation (I-2) devient :

$$J_v = k \ln C_m/C_o \quad (I-4)$$

D'après la relation (I-4), et pour C_o et k constants, le flux de perméat croît quand la concentration C_m augmente. Cependant C_m ne peut augmenter indéfiniment et on observe que J_v atteint une valeur limite qui, dans certains cas, correspond à la formation d'une couche de gel (Fig. I-2). La relation (I-4) devient :

$$J_v = k \ln C_{gel}/C_o \quad (I-5)$$

Où C_{gel} est la concentration de gel.

2-2-2 Evaluation du coefficient de transfert de masse : [6][20]

Les analogies entre le transfert de masse-transfert de chaleur permettent de calculer le coefficient de transfert de masse k . Les valeurs de ce coefficient peuvent être exprimées en fonction des divers para-

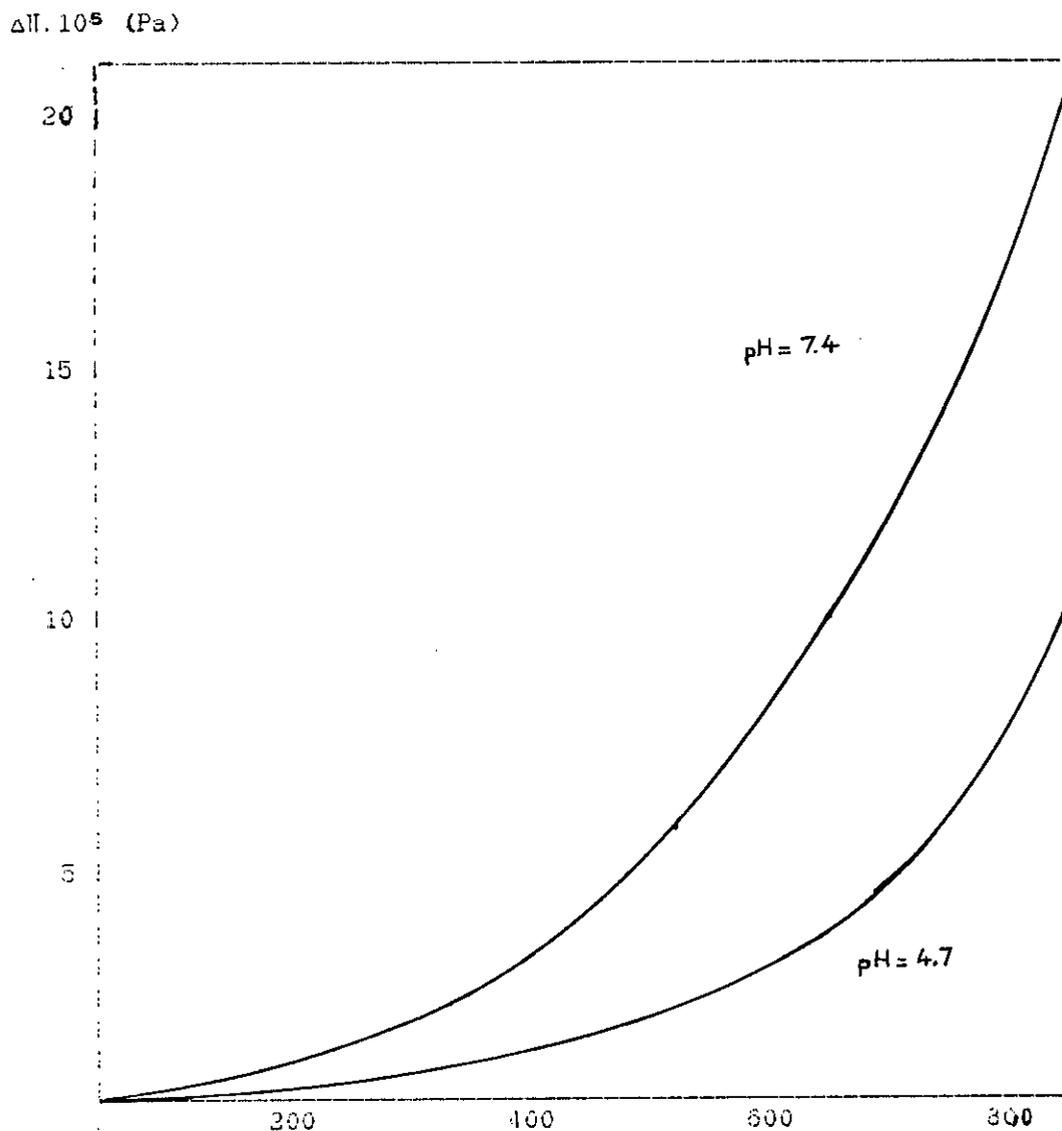


Fig I-4. Variation de la pression osmotique $\Delta\Pi$ d'une solution d'albumine en fonction de la composition []

La pression osmotique des solutions concentrées, déterminée à partir des résultats expérimentaux peut se mettre sous la forme :

$$\Delta\Pi = C(a_1 + a_2C + a_3C^2)$$

On remarque sur cette figure qu'au delà d'une certaine concentration en albumine, un faible accroissement de la concentration entraîne une augmentation importante de $\Delta\Pi$, principalement marquée à pH = 7,4

- ceux qui concernent la solution :

* une augmentation de la température pour certains effluents qui influe sur la viscosité et la diffusion.

* une addition de certains additifs qui modifient la structure de la couche de gel.

* un prétraitement préalable afin d'éviter le colmatage.

- ceux qui concernent la membrane (passivation de la membrane par une solution de tensio-actif...)

- ceux qui font appel aux conditions opératoires telle qu'une augmentation de la vitesse ou de la pression.

- ceux qui font appel à des promoteurs de turbulence dont le rôle est de diminuer l'importance de la couche de polarisation en créant des turbulences au voisinage de la membrane. Ces promoteurs nécessitent un apport d'énergie; il convient donc de faire un bilan économique de l'opération pour voir dans quelle mesure elle est rentable.

3-2 Promoteurs de turbulence :

3-2-1 Promoteurs mobiles : [30][31]

Ces promoteurs ont été utilisés pour le traitement de jus d'orange. Ils permettent de modifier profondément les couches hydrodynamiques et de diffusion et d'éroder, s'il y a lieu, la couche formée sur le milieu poreux.

Cette érosion peut également se manifester sur la membrane elle-même: ainsi, VAN DER WALS a testé la dégradation des membranes en polyacrylonitrile et acétate de cellulose, respectivement pour l'ultrafiltration et l'osmose inverse, par des billes de verre de différents diamètres et a

montré l'importance de leurs tailles sur l'accroissement du flux de perméat.

MONTLAHUC et coll. ont fluidisé des billes de verre de 3 mm dans une membrane minérale tubulaire placée verticalement. Ils obtiennent sur le lait écrémé un débit de filtrat dix à vingt fois supérieur à celui observé en l'absence de billes et ils ont mis en évidence la résistance de ces membranes aux sollicitations mécaniques qui leurs sont imposées.

3-2-2 Promoteurs fixes : [32][33][34][35][36][37]

Des travaux réalisés par plusieurs auteurs ont montré l'influence de la configuration de promoteur de turbulence sur le traitement des protéines de certains effluents.

SHEN et PROBSTEIN, en reprenant la méthodologie appliquée par SONIN à l'électrodialyse et par STOCK et COEURET à l'électrolyse qui ont traité de façon plus quantitative l'intérêt de l'utilisation des promoteurs de turbulence en cherchant à optimiser le procédé d'un point de vue économique.

POYEN et coll. ont utilisé des grilles en métal déployé pour traiter un tensio-actif en solution organique dans une cellule plane. Ils ont montré qu'il était possible d'améliorer sensiblement le flux de perméat et de diminuer de façon notable le coût du procédé en utilisant la relation établie par SHEN et PROBSTEIN; ils mettent en évidence l'influence du maillage et de la distance grille-membrane.

SCHLUMPF a examiné l'écoulement d'un fluide dans une maquette simulant le fonctionnement hydrodynamique de la cellule plane d'ultrafiltration. Il a montré qu'on obtient une meilleure agitation turbulente au voisinage de la membrane lorsque la plus petite diagonale de la maille est placée dans le sens de l'écoulement CD.

MAMERI a utilisé deux types de promoteurs : tige torsadée et un tube creux fermé à une extrémité dont la paroi est percée de trous, avec des membranes tubulaires à parois lisses ou torsadées; il est arrivé à la même conclusion que POYEN.

3-2-3 Modules tournants : [38]

L'utilisation des modules tournants permet d'augmenter le flux de perméat. Cette augmentation dépend de la formation des tourbillons de TAYLOR dans l'espace annulaire qui augmente le coefficient de transfert de masse.

3-2-4 Ultrasons : [38][39]

L'utilisation des ondes ultrasoniques dans des opérations d'ultrafiltration a montré son efficacité puisque pour une pression transmembranaire donnée, le flux augmente de 1700 % par rapport à un flux déterminé dans des conditions normales. Les ondes ultrasoniques ne modifient pas et ne détruisent pas la membrane d'ultrafiltration.

TARLETON a étudié l'effet synergique de l'utilisation du champ électrique et des ondes ultrasoniques dans les opérations de microfiltration.

3-2-5 Débits pulsés : [40]

L'utilisation d'un débit pulsé dans un circuit de filtration permet d'augmenter le flux de perméat et de diminuer la vitesse moyenne de circulation et donc la taille des pompes à débit continu. Ainsi, d'après les travaux de MILISIC et BERSILLON sur la filtration d'une solution de bentonite, la fermeture brusque de la vanne pendant une durée de 0,1 à 0,3 seconde à intervalles de 15 secondes à une minute permet de multiplier le flux de perméat par 5. Toutefois cette augmentation dépend de la fréquence de pulsation F , du volume pulsé V et du débit moyen d'alimentation Q_e , soit du rapport $F.V/Q_e$.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- 1) A. MAUREL. Osmose inverse et ultrafiltration. I considérations théoriques. technique de l'ingénieur J 2790-7. (1974).
- 2) H. MENDJEL. Synthèse et caractérisation de nouvelles membranes synthétiques asymétriques à propriétés hémocompatibles. thèse Docteur d'Etat. Montpellier. (1984).
- 3) NGUYEN QUANG TRONG. Ultrafiltration des solutions macromoléculaires Procédé de fractionnement associant l'ultrafiltration et la complexation. Thèse Doctorat d'Etat. INP de Lorraine (1980).
- 4) M. C. PORTER. What, when and why of membranes microfiltration, ultrafiltration and osmosis inverse. AIChE symposium series N°171. Vol.73. pp 83-103 (1974).
- 5) G. GUILLOT. Membranes : les trois procédés de l'avenir. Sciences et techniques. N°15. pp 20-31. Mai 1985.
- 6) M. CHERYAN. "Ultrafiltration handbook" technomic. 1986.
- 7) T. J. O. SULLIVAN et coll. .Applications of ultrafiltration in biotechnology. CEP. pp 68-75. January 1984.
- 8) C. GUYARD. Industries et techniques. 01/06/1985. pp 46-65.
- 9) LYNN E. APPLGATE. Membrane separation processes. chemical engineering, June 11, pp 64-89. 1984.
- 10) M. H. LAURENT. Enquête auprès de 250 utilisateurs Français d'Osmose inverse et d'ultrafiltration : Quelques applications des techniques à membranes. Filtra, pp 287-294. 1986.
- 11) R. GLIMENIUS. Membrane processes for water, pulp and paper. food state of the art. Desalination, 35. 259-72. (1980).

- 12) F. QUEMENEUR et J. P. SCHLUMPF, Traitement des huiles solubles par ultrafiltration, Entropie N°93, pp 22-29, 1980.
- 13) F. FALLETTI, R. THEIN, CGEE ALSTHOM, M. RUMEAU, Traitement et régénération des huiles de coupe aqueux dans l'industrie automobile par microfiltration tangentielle sur membrane minérale, Filtrat, pp 506-516 (1988)
- 14) M. C. PORTER et A. S. MICHAELS, Membrane ultrafiltration.. Part 4. Application in processing vegetal foods and beverages. CHEM. TECH, October 1971.
- 15) J. L. MAUBOIS, Récents développements dans l'emploi des techniques d'ultrafiltration en agro-alimentaire. Filtra, pp 1-12, 1978.
- 16) J. L. MAUBOIS et G. MOCQUOT, Préparation de fromage à partir de "pré-fromage liquide" obtenu par ultrafiltration du lait, Le lait, Sept-Oct, pp 495-533, 1971.
- 17) Charles H. GOODING, Reverse osmosis and ultrafiltration solve separation problems, chemical engineering, January 7, pp 56-62, 1985.
- 18) H. RAKOTOAPISOA HERIVOLA, Influence d'un promoteur fluidisé en ultrafiltration et électro-ultrafiltration, Thèse INP de Grenoble, 1986.
- 19) DEGREMONT, Memento technique de l'eau, huitième édition, 1978.
- 20) S. POYEN, Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : ultrafiltration dynamique d'huiles moteur; promotion de turbulence; étude théorique en statique et dynamique, Docteur Ingénieur, université RENNES 1 1984.
- 21) A. G. FANE, Factors affecting flux and rejection in ultrafiltration, J. Separ. Proc. Technol., 4(1), 14-23 (1983).
- 22) A. G. FANE, C. J. FELL et A. SUKI, The effect of pH and ionic environment on the ultrafiltration of protein solutions with retentive membranes

J. Mem. Sci. . 16, 195-210. (1983)

- 23) P. AIMAR, C. TADDEI, J. P. LAFAILLE et V. SANCHEZ. Mass transfert limitations during ultrafiltration of cheese whey inorganic membranes. J. Mem. Sci. . 38 . 203-21. (1988).
- 24) SHIN-ICHI NAKAO, TSYOSHI NOMURA et SHOJI KIMURA. Characteristics of macromolecular gel layer formed on ultrafiltration tubular membrane. AIChE Journal Vol. 25, N°4, pp 615-622, July 1979.
- 25) B. BARIOU, S. POYEN et M. PORTIER. Calcul de la résistance hydrodynamique de la couche de polarisation dans le cas de l'ultrafiltration en cellule non agitée. C. R. Acad. Sci. Paris, t. 306, série II, p. 109-92. 1988.
- 26) V. L. VILKER, C. K. COLTON, K. A. SMITH et D. L. GREEN. The osmotic pressure of concentrated protein and lipoprotein solutions and its significance to ultrafiltration. J. of membrane science, 20, 63-77, (1984).
- 27) V. L. VILKER, C. K. COLTON, K. A. SMITH. The osmotic pressure of concentrated protein solutions: Effect of concentration and pH in saline solutions of BSA. J. of colloid and interface science. Vol. 79 N°2. pp 548-566. February 1981.
- 28) P. APTEL, M. CILFTON et V. SANCHEZ. Ultrafiltration : Polarisation de concentration. L'actualité chimique, Fevrier 1983.
- 29) S. BAKLOUTI. Influence de l'adsorption sur le transfert de solvant en ultrafiltration, thèse 3eme cycle, Université Paul Sabatier, 1985.
- 30) M. J. VAN DER WAAL, P. M. VAN DER VELDEN, J. KONING, C. A. SMOLDERS et W. P. M. VAN SWAAY. Use of fluidised beds as turbulence promoters in tubular membrane systems. Desalination 22, 465-83, (1977).
- 31) G. MONTLAHUC, B. TARODE et G. M. RIOS. Transfert de matière entre un lit fluidisé homogène et une paroi poreuse. Entropie n°124, pp 24-27, 1985.

- 32) J.J.S. SHEN et R.F. PROBSTEIN, Turbulence promotion and hydrodynamic optimization in an ultrafiltration process, Ind. Eng. Chem. process Des. Develop Vol. 18, N°3, pp 547-554, 1979.
- 33) Ain A. SONIN and M.S. ISAACSON, Optimization of flow design in forced flow electrochemical systems, with special application to electro-dialysis, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. , Vol. 13 N°3, pp241-48 1974.
- 34) S. POYEN, F. QUEMENEUR, B. BARIOU, Amélioration du flux de perméat en ultrafiltration par promoteurs de turbulence, Entropie n°120, pp 50-55 1984.
- 35) J.P. SCHLUMPF, O. SEBBANE, Promotion de turbulence en ultrafiltration - Aspect économique, récent R.P.G.D, 1989.
- 36) J.P. SCHLUMPF, O. SEBBANE, F. QUEMENEUR, Utilisation de promoteurs de turbulence en ultrafiltration d'émulsions huileuses, Filtra, pp 561-571, 1988.
- 37) N. MAMERI, Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : caractérisation des membranes : étude de la couche de polarisation, Thèse UER. E.N.S.C. Rennes 1, 1987.
- 38) O. SEBBANE, Etude de l'utilisation de promoteurs de turbulence en ultrafiltration d'huiles solubles, Thèse ENSM de Nantes 1989.
- 39) E.S. TARLETON, How electric and ultrasonic fields assist membrane filtration, Filtration and separation, November/December, pp 402-406, 1988.
- 40) M.Y. JAFFRIN, A.K. BOUZAZA, R. BENAMAR, B.B. GUPTA, Filtration tangentielle par débit pulsé - Bilan énergétique, Filtra, pp 492-505, 1988.

II

PROPRIETES DES PROTEINES
PLASMIQUES

I INTRODUCTION [1][2]

Les protéines sont des macromolécules complexes constituées d'un enchainement d'acides aminés. Ces protéines sont caractérisées par leur conformation, c'est-à-dire par leur organisation tridimensionnelle qui détermine leurs propriétés. Cette conformation liée aux structures secondaire et tertiaire est fragile. Il en résulte que le traitement des protéines par les bases, les acides (hydrolyse), les solutions oxydantes, les solvants, les solutions salines concentrées peut modifier de façon plus ou moins importante cette conformation. Il en est de même d'une élévation de la température ou d'un accroissement du niveau de structure (polymerisation de protéines pour former un gel). Il en résulte une dénaturation des protéines. Bien que la dénaturation soit généralement réversible, la valorisation des solutions protéiques nécessite donc des chaînes de traitement où les agents cités ci-dessus sont contrôlés [1][2]. Dans la suite de cet exposé, nous citerons certains paramètres importants qui peuvent être utilisés lors de la séparation des protéines tels que le pH, la température, la force ionique et le type de solvant.

II INFLUENCE DU pH [2][3][4][5][6][7][8]

L'influence du pH sur la solubilité des protéines du plasma commercial ainsi que sur des protéines concentrées par ultrafiltration est présentée sur la figure II-1. [3]. La solubilité passe par un minimum pour un pH correspondant au pH isoélectrique noté pH_i , pour lequel la charge globale de la protéine est neutre. C'est également dans ce cas que le

solubilité des proteines %

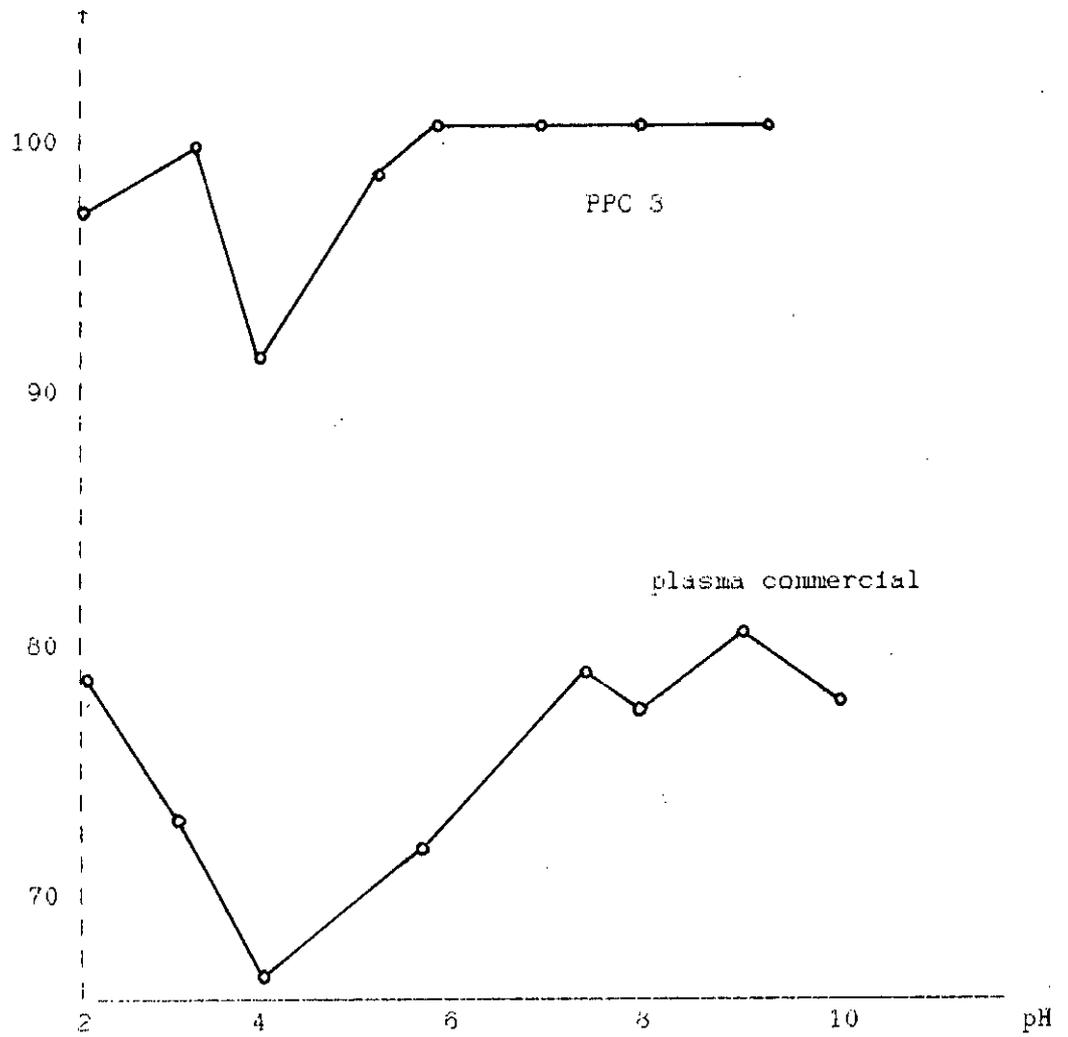


Fig. 11-1 Solubilité du concentrat des proteines de plasma de porc en fonction du pH

coefficient de diffusion est minimal et que la mobilité électrophorétique est nulle.

Des études concernant l'influence de certaines protéines sur le transfert de solvant ont montré que le flux de perméation est minimal au pH_i (S. BAKLOUTI et A.G. FANE) (Fig. II-2). De même le pH agit sur le coefficient d'activité et donc sur la pression osmotique (V. VILKER, 1981).

A. SUKI et coll. ont utilisé lors de l'ultrafiltration d'une solution de BSA plusieurs types de membranes et ont étudié l'influence du pH sur le dépôt de protéines. Ils ont conclu que la résistance de la couche de dépôt au point isoélectrique est deux fois plus élevée que dans le cas du pH 8; c'est pour ces raisons que l'adsorption est maximale en ce point (S. BAKLOUTI, 1985).

Un autre effet du pH est signalé au-delà du pH_i : le solvant pénètre à l'intérieur de la molécule par suite de l'augmentation de la force de répulsion intramoléculaire, ce qui entraîne une dilatation de la molécule dont le diamètre apparent peut être triplé dans le cas de la BSA. [2]

III INFLUENCE DE LA FORCE IONIQUE

[1][2][4][9]

La solubilité est fonction de la composition ionique du milieu, en particulier de la force ionique donnée par la relation :

$$\mu_i = 1/2 \sum C_i Z_i^2 \quad (II-1)$$

où : C_i molarité de l'ion i .

Z_i charge électrique (électrovalence) de chaque ion

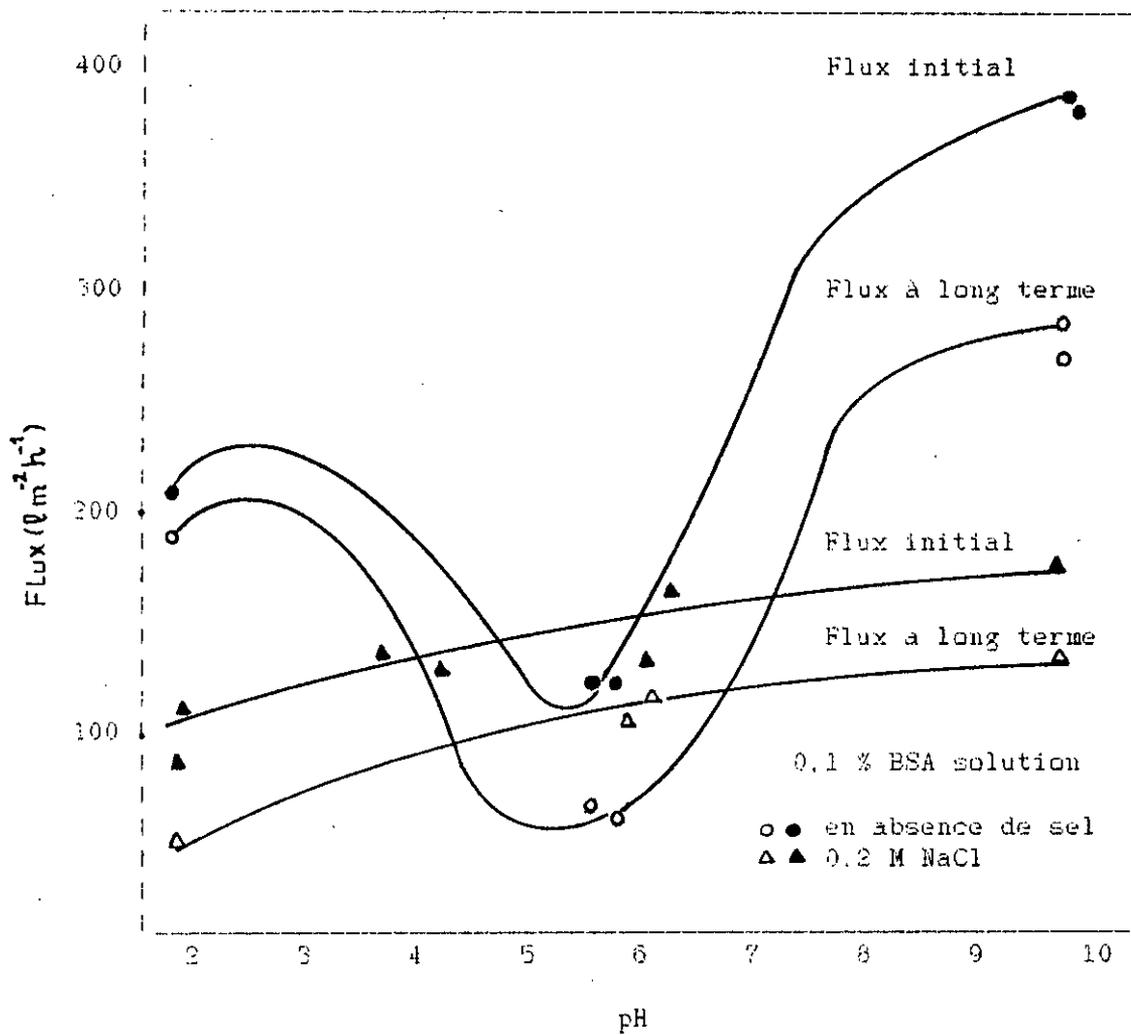


Fig II-2. Influence du pH sur le flux de permeation d'une solution de BSA a 0,1 % en présence et en absence de sel (PM30, 100 KPa).

La solubilité d'une protéine augmente lorsque la solution contient des ions en faible quantité (0.5 M à 1 M) (effet de sel ou "salting in"). Par contre, une concentration ionique importante (> à 1 M) tend à abaisser cette solubilité; il peut en résulter une précipitation (effet de relargage ou "salting out").

Le flux de perméation varie avec le pH et présente un minimum au point isoélectrique. Il augmente en ce point en présence d'ions tandis qu'il diminue à pH 2 et à pH 10 (Fig. II-2). Ces variations du flux peuvent être expliquées, par l'intermédiaire du phénomène électrocinétique, par le changement de la conformation et de la charge de la protéine. Le tableau (II-1) résume les variations des propriétés de la BSA avec le pH et les ions.

Tableau II-1. Variation des propriétés de la BSA dans une solution suivant le pH et la force ionique. [9]

	pH acide		pH isoionique/		pH alkali	
	ions ^a		isoelectrique	ions ^b		ions ^c
Taille	agrandie	↓	compacte	↑	agrandie	↓
Charge	(net)+ve	↓	(net) zero	↑	(net)-ve	↓
Pression osmotique	augmentation	↓	minimum	ne ^d	augmentation	↓
Diffusion	diminution		-		augmentation	↓
Viscosité	ne		ne		n-e	

a↓ : diminution due à l'ion ,

a↑ : augmentation due à l'ion

^dne : n'a pas d'effet significatif

IV INFLUENCE DE LA CONCENTRATION

[2][10][11]

La principale conséquence de l'élévation de la concentration protéique est d'atteindre la limite de solubilité, auquel cas, il y a formation d'un précipité contenant peu de solvant et assimilable à un gel. En absence de tampon, une solution voit son pH déplacé avec la concentration en protéines vers le point isoionique, correspondant au pH de la solution lorsqu'on atteint la limite de solubilité. Le pH isoionique est en général proche du point isoélectrique. Des études expérimentales, présentées sur la figure (II-3) portant sur l'évolution du coefficient de diffusion et de la viscosité à des concentrations élevées, ont abouti aux résultats suivants :

- * la viscosité de la solution augmente considérablement lorsqu'on s'approche de la limite de la solubilité.

- * par contre, le coefficient de diffusion diminue fortement lorsque la concentration croît.

V INFLUENCE DU SOLVANT

L'abaissement de la constante diélectrique du milieu, obtenue par addition de solvants organiques entraîne une diminution de la solubilité des protéines. Cet effet est parfois utilisé pour purifier et fractionner les protéines plasmatiques. [1]

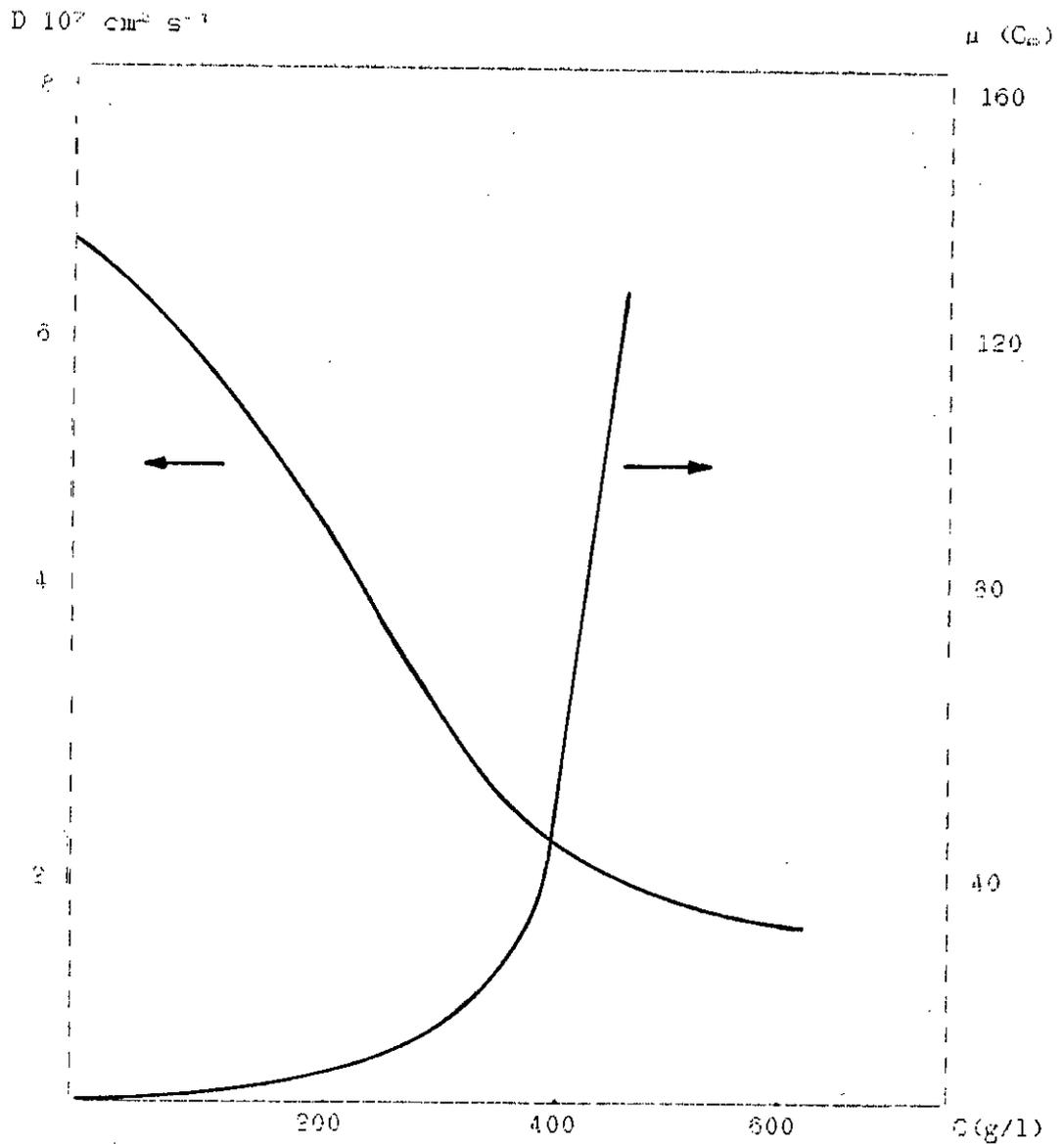


Fig II-3 Variation du coefficient de diffusion D et de la viscosité de la bovine serum albumine .[2]

Les mesures de viscosité d'une solution aqueuse de serum albumine bovine ont été faites dans un tampon arsenate 0,5 M et pH 6,7 à 25 °C (KOZINSKI et LIGHTFOOT (1972)).

Le coefficient de diffusion de la BSA est par contre déterminé dans un tampon acétate 0,1 M et pH 4,7 à 25 °C (KELLER et coll. (1971)).

VI INFLUENCE DE LA TEMPÉRATURE [1]

Dans la plupart des cas la solubilité augmente légèrement avec la température quand celle-ci s'élève de 0 à 40°C. Mais l'élévation thermique à plus de 40 °C est un facteur de dénaturation des protéines qui les rend de plus en plus insolubles suivi en général de précipitation.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- 1) J.C.CHEPTEL, J.L.CUQ, D.LORIENT. Protéines alimentaires, technique et documentation, Lavoisier, 1985.
- 2) S.BAKLOUTI. Influence de l'adsorption sur le transfert de solvant en ultrafiltration. Thèse 3^{ème} cycle, Université Paul sabatier, 1985.
- 3) R.A.M.DELANEY, J.K.DONNELLY et L.D.DENDER. Concentration and characterization of porcine blood plasma, Lebensmittel - Wissenschaft. u + technology, N°8, 20-24, 1975.
- 4) A.G.FANE. Factors affecting flux and rejection in ultrafiltration. J.Sep.Proc.Technol., 4(1), 15-23, (1983).
- 5) A.G.WATERS et A.G.FANE. Initial flux and rejection characteristics of partially permeable ultrafiltration membranes. Journal of applied polymer science, Vol.26, 3007-14, (1981).
- 6) A.SUKI, A.G.FANE et C.G.D.FELL, Flux decline in protein ultrafiltration. Journal of membrane science, Vol.21, 269-83, (1984).
- 7) K.C.INGHAM, T.F.BUSBY et coll., Separation of macromolecules by ultrafiltration: Influence of protein adsorption, protein-protein interactions and concentration polarization, Polymer science and technology, Vol.13, pp 141, (1980).
- 8) V.L.VILKER, C.K.COLTON et K.A.SMITH. The osmotic pressure of concentrated protein solutions : Effect of concentration and pH in saline solutions of bovine serum albumine. Journal of colloid and interface science, Vol.79, N°2, pp 548-566, February 1981.
- 9) A.G.FANE, C.J.D.FELL et A.SUKI. The effect of pH and ionic environment on the ultrafiltration of protein solutions with retentive membranes. Journal of membrane science, Vol.16, 195-210, (1983).

- 10) A. A. KOZINSKI et E. N. LIGHTFOOT, Protein ultrafiltration : A general example of boundary layer filtration. AIChE Journal, Vol. 18, N°5, pp 1030-1040, Sept. 1972.

- 11) P. AIMAR, S. BAKLOUTI et V. SANCHEZ, Membrane-solute interactions: influence on pure solvent transfert during ultrafiltration. Journal of membrane science, Vol. 29, 207-24, (1986).

III

APPAREILLAGE ET PRODUITS

I INSTALLATION EXPERIMENTALE :

Les dispositifs expérimentaux schématisés sur la figure III-1 et III-2 sont constitués des éléments suivants :

Une cellule d'ultrafiltration ou d'électro-ultrafiltration du type plan ou d'une cellule du type tubulaire.

La pression est créée à l'aide d'une bouteille d'Azote et mesurée à l'entrée et à la sortie de la cellule et à l'aide de deux manomètres à mercure d'une précision de 1 mm Hg. La pression est réglée par un système de vanne.

Une pompe centrifuge permet de recirculer la solution à des débits variables, mesurés à l'aide d'un rotamètre. La solution est thermo-régulée à l'aide d'un serpentin plongé dans un bain thermostaté.

L'introduction de la solution dans le système d'ultrafiltration se fait à l'aide d'une pompe doseuse.

Afin de travailler à des concentrations constantes pendant toute la durée de la manipulation, le filtrat et le concentrat sont envoyés directement dans le bac de charge contenant la solution.

Dans le cas de l'utilisation d'une cellule d'électro-ultrafiltration, on utilise en plus un circuit d'électrolyte. Il est constitué de deux pompes électromagnétiques travaillant chacune à un débit de 36 l/h. et alimentant les deux compartiments d'électrolyte par l'intermédiaire d'un réservoir de 10 litres (figure III-2).

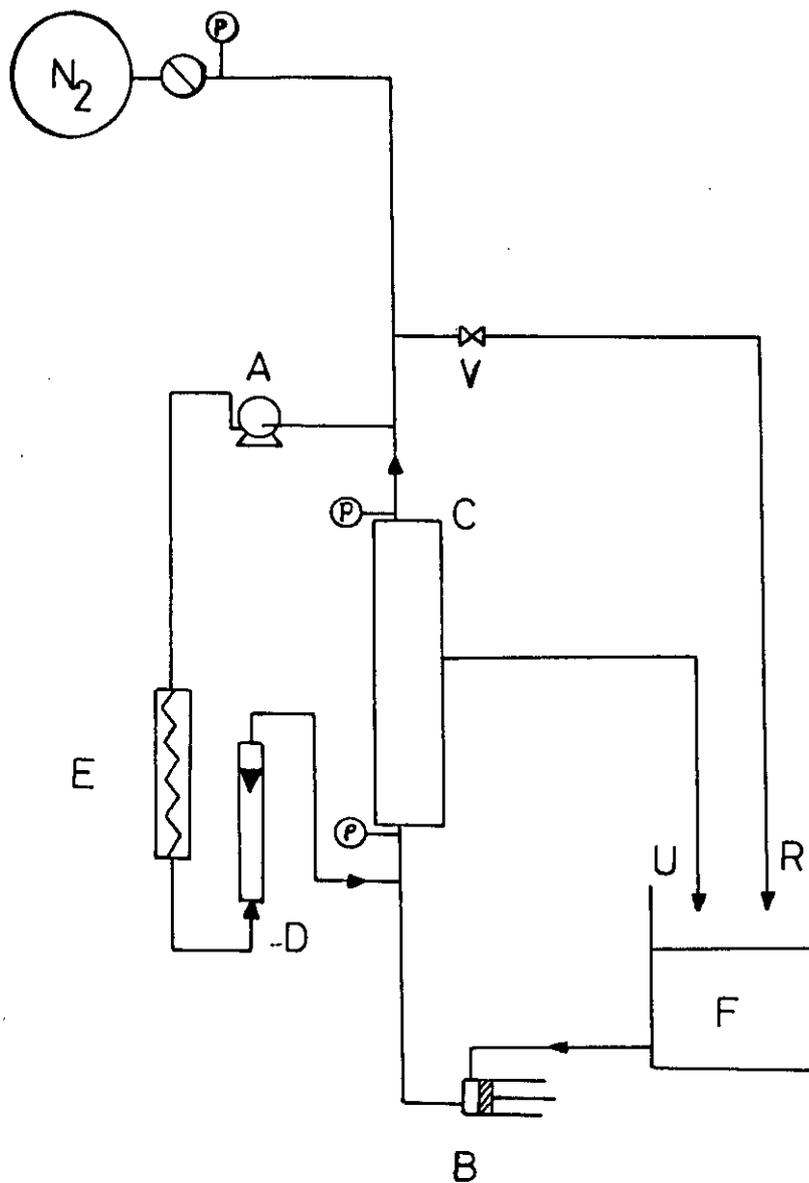


Fig. III-1. Schema d'une installation experimentale d'ultrafiltration

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| F : bac de charge | E : échangeur |
| B : pompe doseuse | V : vanne |
| C : cellule d'ultrafiltration | D : débitmètre |
| U : perméat | P : manomètre |
| R : le retentat | A : pompe de recirculation |

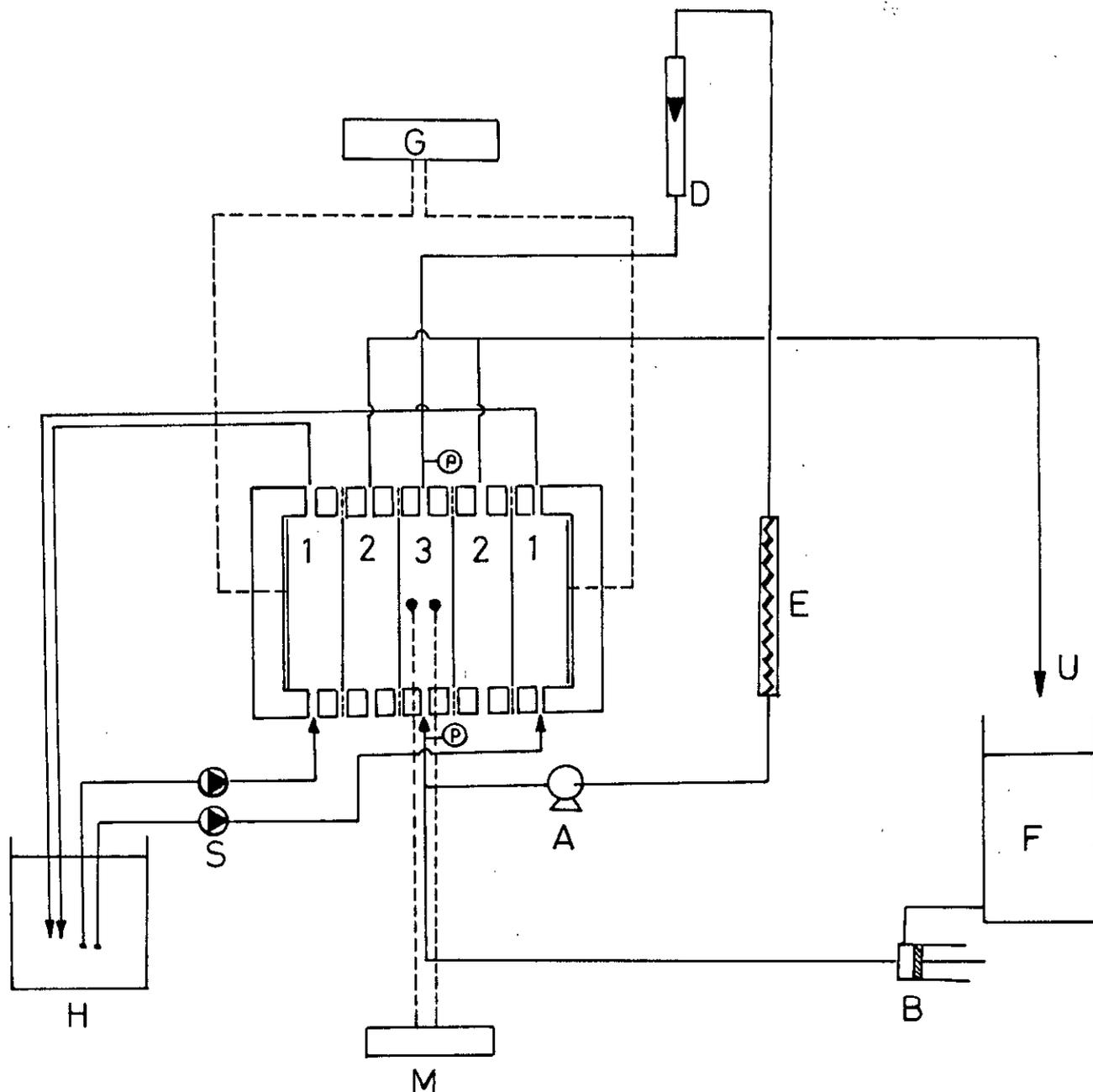


Fig. III-2. Schema d'une installation experimentale d'électro-ultrafiltration

- | | |
|-----------------------------------|-----------------------------|
| 1 : compartiment à électrolyte | G : générateur de tension |
| 2 : compartiment de perméat | M : metrix |
| 3 : compartiment à haute pression | S : pompe électromagnétique |
| | H : reservoir d'électrolyte |

Une alimentation continue stabilisée (0-30Volts; 0-2 Ampères) est aussi utilisée pour appliquer un champ électrique. Un multimètre de table (métrix) permet de contrôler la différence de potentiel appliquée et l'intensité du courant circulant dans la cellule.

II DESCRIPTION DES DIFFERENTES CELLULES UTILISEES :

2-1 Cellule tubulaire d'ultrafiltration :

Elle est constituée par une enveloppe cylindrique en inox contenant la membrane et possédant une tubulure pour l'évacuation du perméat.

2-2 Cellule plane d'ultrafiltration :

La cellule présentée sur la figure (III-3) a deux compartiments séparés par la membrane. Celle-ci, dont la surface active est 6.10^{-3} m^2 , est supportée par une plaque de métal frittée. Les joints en teflon permettent d'une part de maintenir une étanchéité et d'autre part de régler l'épaisseur de la veine fluide et de la distance grille-membrane. Des manomètres type bourdon ou à mercure sont installés en amont et en aval de la cellule.

2-3 Cellule plane d'electro-ultrafiltration :

Elle se compose de cinq (05) compartiments délimités entre eux par des membranes d'ultrafiltration (Fig. III-4) le compartiment 1 est destiné à recueillir la solution d'électrolyte, celle du compartiment 2 à collecter le perméat. La solution à ultrafiltrer passe dans le compartiment 3 appelé compartiment à haute pression.

Les compartiments à électrolyte renferment chacun une grille en inox fixée sur des porteurs d'électrode. Ces grilles sont reliées entre elles

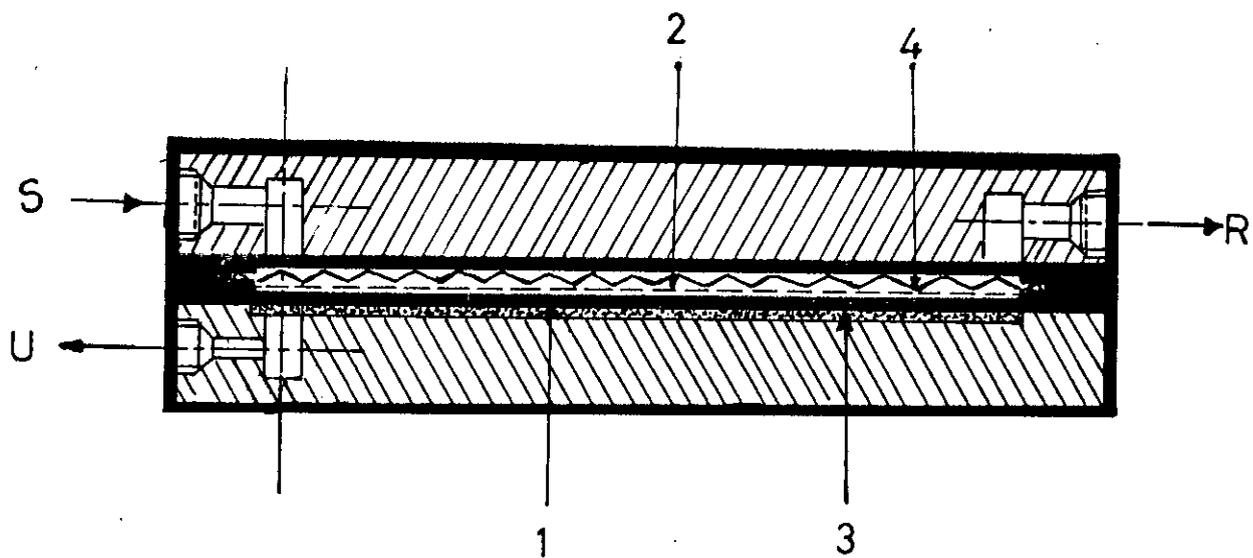


Fig III-3. Schéma d'une cellule plane d'ultrafiltration

U : Ultrafiltrat
 R : Retentat
 S : Solution

1 : Support poreux
 2 : Membrane
 3 : Joint
 4 : Promoteur

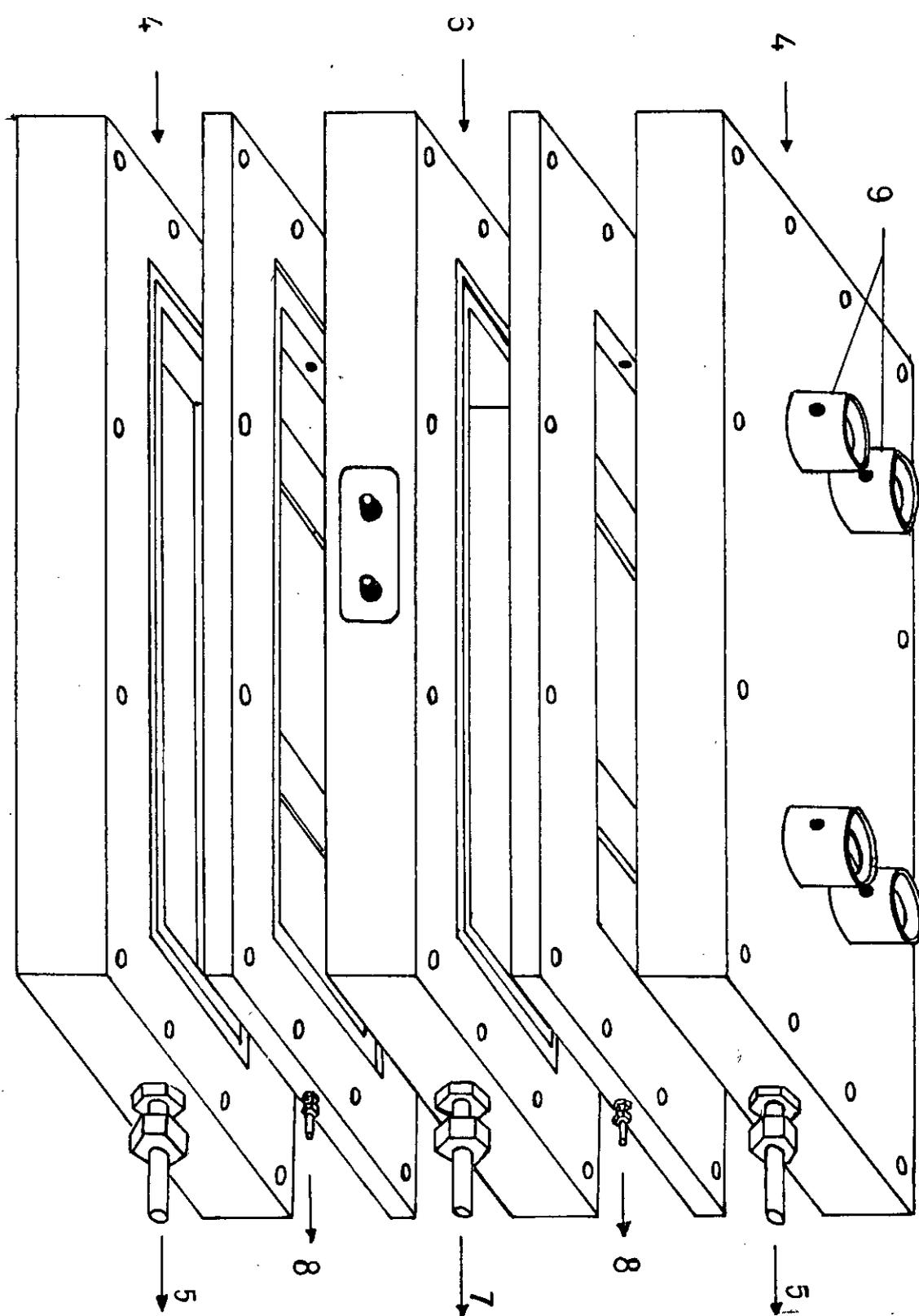


Fig. III-4. Schema de la cellule plane d'électro-ultrafiltration

- 4 - 5 : entrée et sortie de la solution d'électrolyte
- 6 : entrée de la solution à ultrafiltrer.
- 7 : sortie du concentrat
- 8 : sortie du perméat
- 9 : porteurs d'électrode

par l'intermédiaire des porte-électrodes, par un générateur à courant stabilisé.

Les membranes qui délimitent les compartiments 1 et 2 sont utilisées comme des supports mécaniques sur lesquels sont superposées des feuilles de cellophane. Celles-ci réalisent une séparation physique des divers macromolécules et électrolytes sans altérer le passage du courant nécessaire à l'opération d'électro-ultrafiltration. Cette technique évite les problèmes liés à l'électrodeposition des particules sur la surface des électrodes. La surface active de la membrane est de 120 cm^2 .

Le champ électrique ainsi que l'intensité du courant sont déterminés à l'aide de deux électrodes en platine placées dans le compartiment 3 et distantes de 0,8 cm.

III LES PROMOTEURS :

Deux types de promoteurs sont utilisés :

- * une grille en métal déployé obtenue par découpage et étirage d'une tôle d'acier inoxydable et qui est disposée selon la configuration LD (Fig. III-5a).
- * une plaque en Aluminium percée de trous identiques et uniformément répartis sur la surface (Fig. III-5b). La promotion de turbulence est réalisée par l'impact de jets perpendiculaires à la membrane.

IV MESURE DU CHAMP ELECTRIQUE :

Si nous considérons que la résistance électrique dans chaque compartiment est la même, le champ électrique moyen imposé dans la cellule sera :

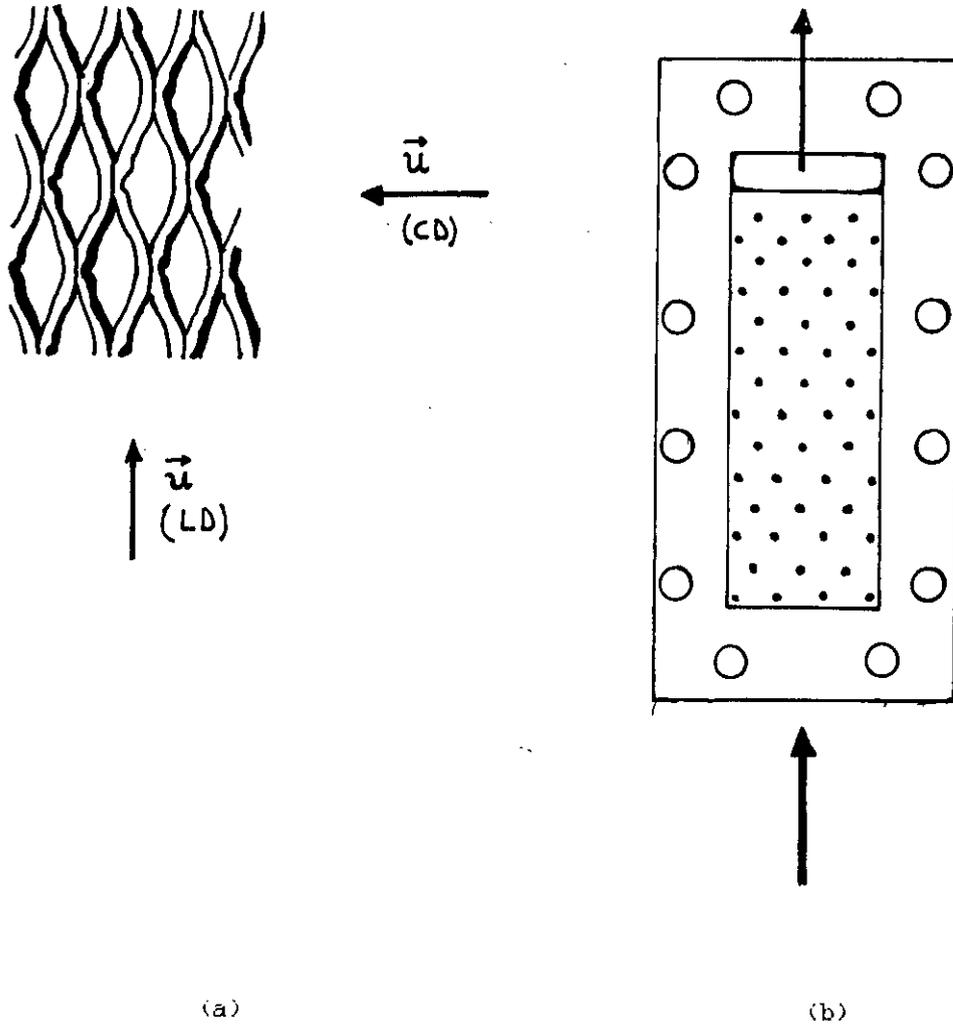


Fig III-5. Schéma des promoteurs avec le sens d'écoulement du fluide

- a- Grille déployée
- b- Plaque percée de trous

$$E_{moyen} = \frac{\text{différence de potentiel électrique}}{\text{distance extrême entre deux électrodes}} \quad (\text{III-1})$$

$$= 30 \text{ V} / 8 \text{ cm} = 3,75 \text{ V/cm}$$

La résistance électrique dans chaque compartiment est différente, ce qui entraîne une différence de champ électrique. Le champ responsable de la migration des protéines sera déterminé à l'aide de deux électrodes placées à l'intérieur du compartiment à haute pression. Cette valeur appelée champ local, peut être calculée si l'on connaît la conductivité de la solution et l'intensité du courant :

$$E_{local} = \Delta V_{local} / e = (1 / \chi) (1 / S) . I \quad (\text{III-2})$$

Où

S est la surface effective de la membrane.

χ est la conductivité du rétentat.

V LES MEMBRANES :

Dans de cette étude deux types de membranes ont été utilisées :

- * membrane organique.
- * membrane minérale.

5-1 membrane organique IRIS 3038 :

Les membranes IRIS 3038 de Rhône Poulenc sont préparées à partir d'une solution de deux polyélectrolytes de charge opposée dans un solvant le Diméthylformamide par le procédé d'évaporation-coagulation. Le tableau (III-1) donne les caractéristiques de cette membrane.

Pour éviter la déshydratation, les membranes sont conservées humides dans une solution glycerinée (3 %). La glycérine est éliminée avant utilisation de la membrane par un lavage prolongé à l'eau. Suivant la relation établie par DARCY (équation I-11), Le flux de solvant varie de façon linéaire avec la pression. Nous remarquons d'après la figure (III-6), qu'au-delà d'une certaine valeur de la pression, la courbe de solvant fléchit de façon définitive et les résultats ne sont plus reproductibles. Cette diminution est due à la non rigidité de la structure membranaire de sorte que le compactage s'intensifie de plus en plus avec l'augmentation de la pression. Pour éviter ce cas nous avons choisi une pression de compactage de la membrane de 3 bars pendant 1 heure.

Les membranes avant leur utilisation sont immergées dans une solution de 50 g/l de BSA pendant une durée de 24 heures. Les manipulations sont effectuées à perméabilité constantes. Pour des raisons de reproductibilité des résultats, les membranes organiques sont échangées après deux séries de manipulation, ne dépassant pas une durée de 4 heures. Dans ces conditions la chute de perméabilité au cours de la mesure reste inférieure à 10 %

5-2 membrane minérale TECH-SEP :

Ces membranes de seuil de coupure de 20000 sont constituées d'une couche interne poreuse en oxyde de Zirconium dont l'épaisseur est de l'ordre du micron et d'un support en carbone de porosité beaucoup plus grande. Elles sont commercialisées par TECH-SEP. La membrane utilisée a une longueur de 1,10 m et un diamètre interne de 6 mm. Cette membrane est en contact avec une solution de 50 g/l de BSA avant son utilisation. Leur nettoyage est réalisé par une solution de détergent enzymatique à une température de 50 °C pendant plus de 6 heures.

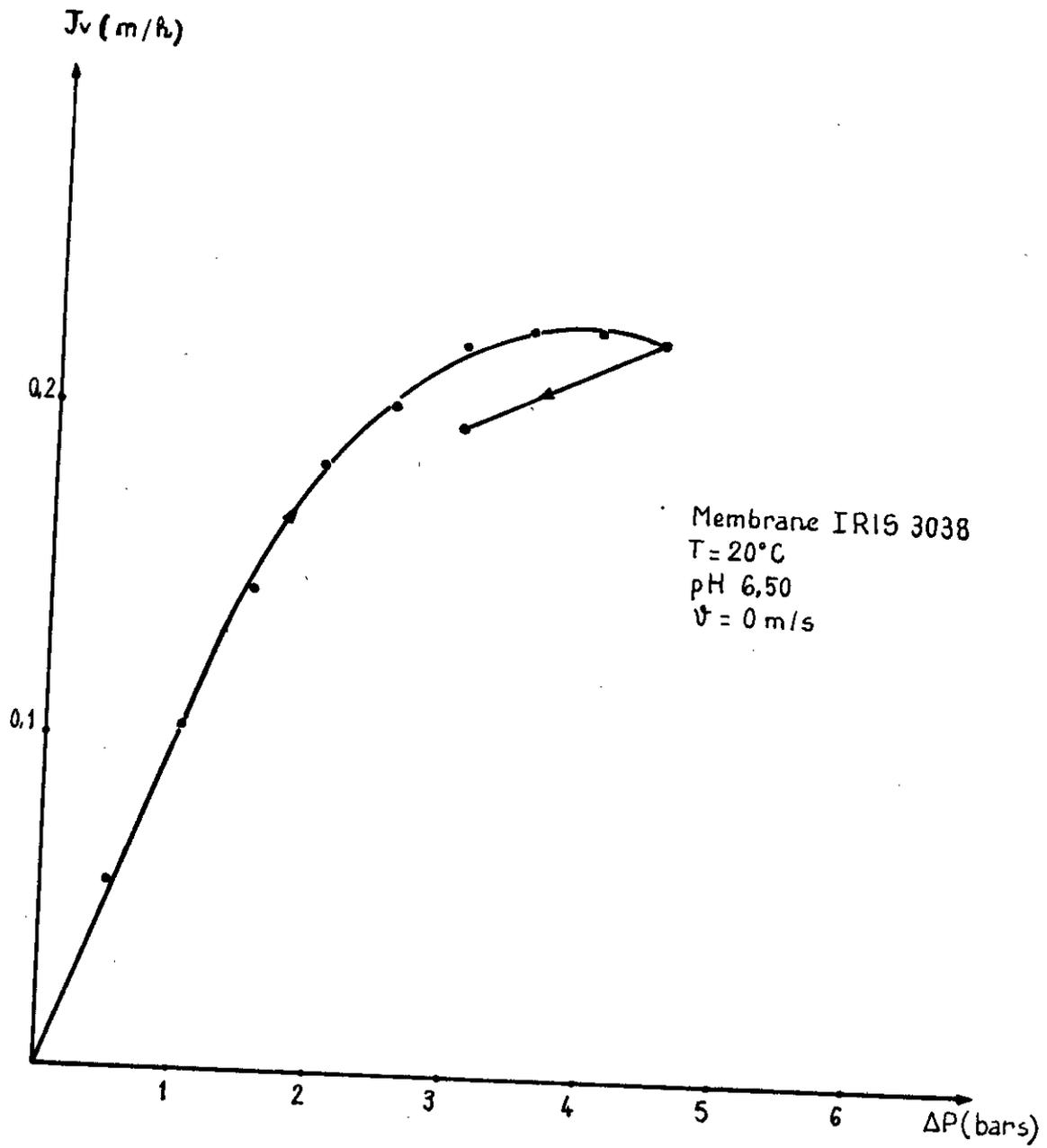


Fig.III-6. Influence de la pression ΔP sur le flux de permeat avant le compactage de la membrane

VI LES SOLUTIONS :

6-1 solution d'électrolyte :

L'électrolyte est constitué d'une solution de NaCl 0.5 M et à pH tamponé à 7.2 par une solution de Phosphate. le pH de la solution est le même que celui de la solution à traiter.

6-2 solution de BSA :

La protéine de BSA utilisée est sous forme de poudre délivrée par INTERCHIM. d'une pureté allant de 98 à 99 % et contenant 1.3 % H₂O et 15.9 % d'Azote. Le pH de la solution est ajusté à 7.2 par une solution de Phosphate. On ajoute à la solution quelques mg d'Azoture de sodium. La solution est conservée à 4°C après chaque manipulation.

La BSA en solution aqueuse est dosée par spectrophotomètre UV à une longueur d'onde de 280 nm.

IV

ULTRAFILTRATION DES
SOLUTIONS MODELES DE
BSA

Toute étude sur l'ultrafiltration doit être menée dans des conditions opératoires bien définies. La principale condition est le maintien de la perméabilité de la membrane L_p à une valeur relativement constante tout le long des opérations d'ultrafiltration. Cette condition s'avère indispensable pour toute étude traitant de la compréhension des mécanismes de transfert ou pour celle s'intéressant à l'influence des différents paramètres et à l'aspect économique du process. De ce fait, avant d'entamer les essais d'ultrafiltrations nous nous sommes intéressés à l'étude des interactions protéine BSA-membrane d'ultrafiltration.

I EVOLUTION DE LA PERMEABILITE DE LA MEMBRANE SUIVANT LES CONDITIONS OPERATOIRES :

La variation de la perméabilité de la membrane au cours d'une opération d'ultrafiltration est le résultat de la coexistence de plusieurs phénomènes tels que l'adsorption, le blocage stérique ou "fouling" dans les pores, etc... Ces phénomènes ont été présentés au chapitre I et II. Pour juger de l'ampleur de la contribution de chacun de ces phénomènes dans la réduction de la perméabilité, nous nous sommes intéressés, dans une première étape, à quantifier les phénomènes d'adsorption.

1-1 Essai d'adsorption :

La quantification des phénomènes d'adsorption a été réalisée à une température de 20 ± 1 °C en plongeant la membrane d'ultrafiltration dans une solution de concentration $C_0 = 50$ g/l en BSA. Le temps de contact choisi est de 24 heures en milieu tamponné à pH 7 par une solution de phosphate ce qui est suffisant pour atteindre une perméabilité limite indépendante du temps. Préalablement, le flux de l'eau de la

membrane neuve (J_0) est mesuré après un lavage prolongé de la membrane par l'eau distillée. Une fois la période de mise en contact de la membrane avec la solution protéique écoulée, on rince la membrane plusieurs fois et on mesure le nouveau flux (J_0') dans les mêmes conditions que (J_0). A l'aide des mesures de ces flux de solvants avant et après adsorption, il est possible de déduire la perméabilité de la membrane à l'aide de la relation de DARCY. (équation I-1). Les résultats obtenus pour les membranes IRIS 3038 et TECHSEP sont représentés respectivement sur les figures IV-1 et IV-2.

On peut constater que la la perméabilité de la membrane, représentée par la pente des droites conformément à la loi de DARCY, diminue pour les deux types de membranes. Le tableau IV-1 rassemble l'ensemble des résultats.

Tableau IV-1. Evolution de la la perméabilité de la membrane suivant les conditions opératoires.

Membrane IRIS 3038	
L_{p0} ($m\ h^{-1}\ bar^{-1}$) membrane neuve	L_{p0}' ($m\ h^{-1}\ bar^{-1}$) membrane adsorbée
0,150	0,111
Membrane minérale TECH-SEP	
0,026	0,021

Il apparaît, au vu des valeurs des perméabilités L_{p0} et L_{p0}' que le phénomène d'adsorption à une concentration $C_0 = 50\ g/l$ réduit la perméabilité de la membrane d'environ 26 et 19 % respectivement pour la membrane organique et la membrane minérale. Il est important de noter que le phénomène d'adsorption de la BSA sur les membranes d'ultrafiltration ne

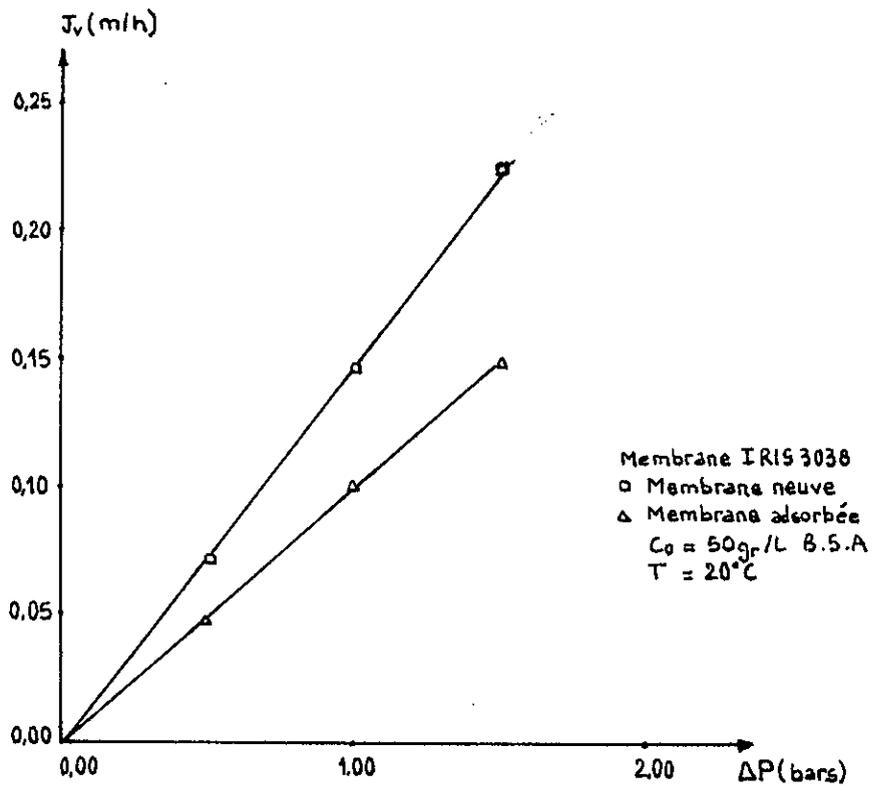


Fig. IV-1. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de solvant avant et après adsorption.

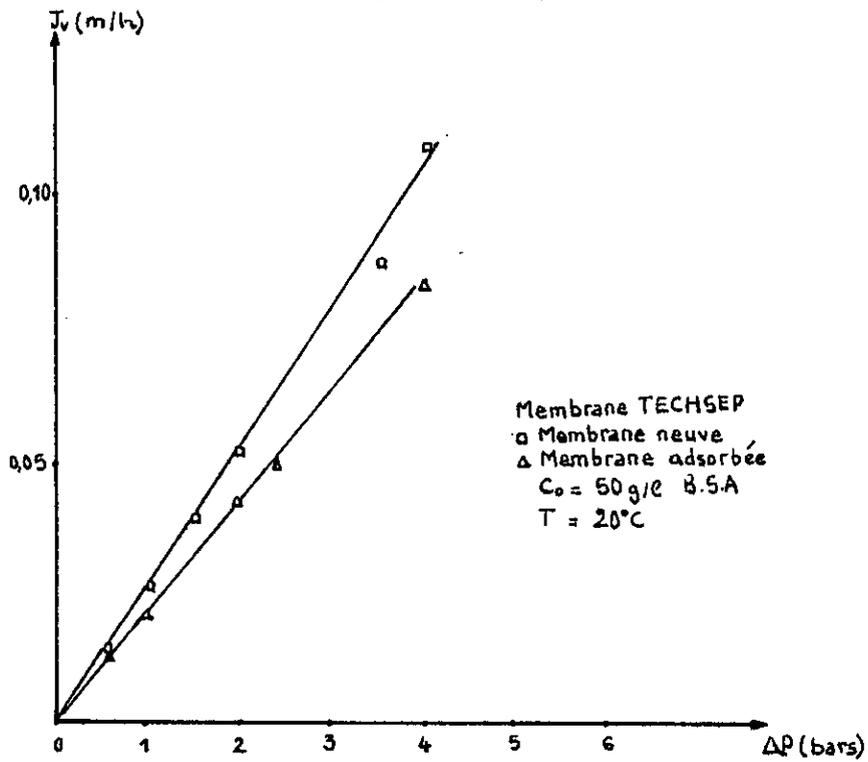


Fig. IV-2. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de solvant avant et après adsorption.

depend pas uniquement de la concentration mais de différents autres paramètres (cf chapitre II). Nous nous sommes particulièrement intéressés à l'effet du pH de la solution sur la perméabilité de la membrane organique IRIS 3038.

En utilisant la même procédure que précédemment nous avons mesuré l'évolution de la perméabilité à différents pH après mise en contact avec des solutions de BSA de concentration $C_0 = 50 \text{ g/l}$.

Les résultats présentés sur la fig. IV-3 nous permettent de constater que le phénomène d'adsorption est minimal (on a alors une perméabilité maximale) à des pH compris entre les valeurs 6 et 7. Par contre, on observe une très nette décroissance de la perméabilité en opérant à des pH inférieurs à 6 ou supérieurs à 7. Cette diminution s'explique par un changement de la conformation de la BSA à des pH supérieurs à 7 et à un rapprochement du pH isoélectrique pour des pH inférieurs à 6. Ces résultats concordent avec ceux obtenus par BAKLOUTI.

Jusqu'à présent, nous nous sommes contentés de mesurer l'évolution de la perméabilité de la membrane en mesurant le débit de solvant après mise en contact avec une solution de BSA de concentration $C_0 = 50 \text{ g/l}$ à différents pH.

De ce fait, nous avons évité ainsi la création de phénomènes de blocage stérique de la protéine dans les pores. Lors de l'ultrafiltration, nous ne pourrions pas dissocier ces phénomènes et il faudra en tenir compte.

Dans ce but, nous avons ultrafiltré une solution de BSA de concentration $C_0 = 15 \text{ g/l}$ à pH 7 en présence de NaCl 0,15 N. L'évolution de la perméabilité de cette membrane en fonction du temps, présentée sur la figure IV-4, nous montre qu'elle diminue sensiblement au cours des trente pre-

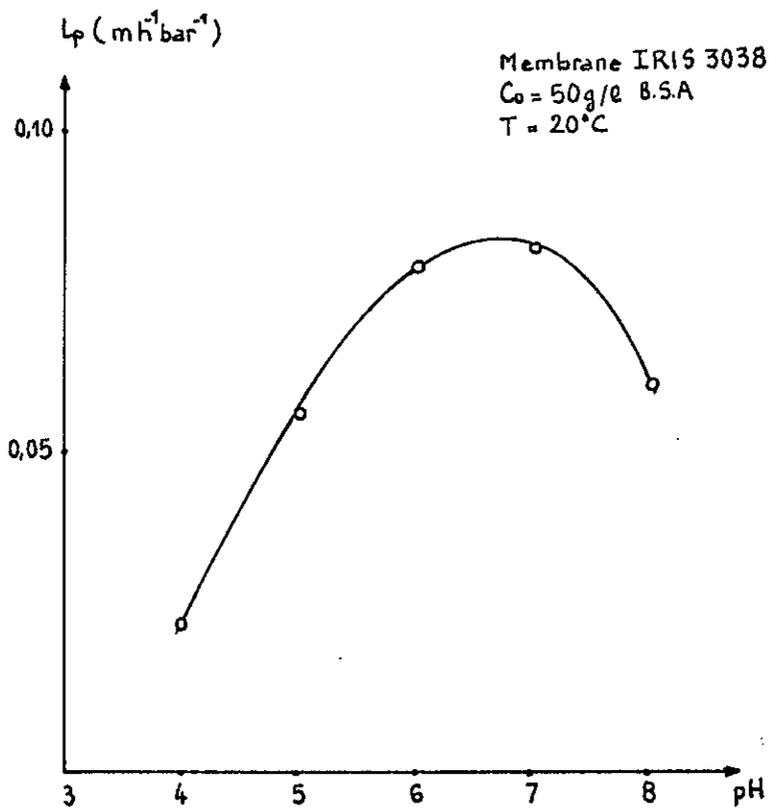


Fig. IV-3. Effet du pH sur la perméabilité de la membrane IRIS 3038

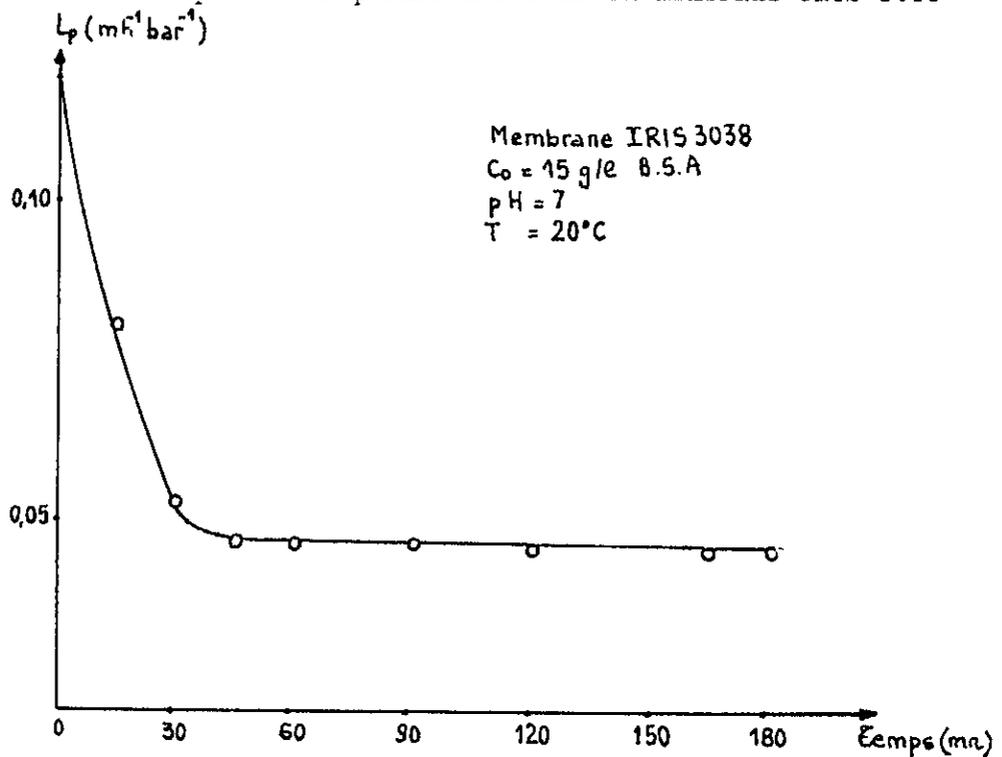


Fig. IV-4. Evolution de la perméabilité de la membrane IRIS 3038 en fonction du temps sous les conditions de pression et de vitesse respectivement de 1,8 bars et 0,07 m/s.

mières minutes de l'opération puis elle tend à se stabiliser à une valeur bien déterminée. Cette dernière valeur est la perméabilité limite ($L_{p_{lim}}$). La même allure de courbe a été déjà obtenue par N. MAMERI.

N. MAMERI, lors de l'ultrafiltration de polystyrènes non dispersés sur des membranes minérales CEA, a établi que cette perméabilité limite dépend des conditions opératoires et entre autres de la concentration C_0 . A première vue, la valeur obtenue pour $L_{p_{lim}}$ (0,048 l/h.bar) est inférieure à celle obtenue précédemment, on serait donc tenté d'affirmer que la réduction de la perméabilité est due essentiellement aux phénomènes de blocage stérique des protéines à l'intérieur des pores vu que la concentration de la solution à ultrafiltrer ($C_0 = 15$ g/l) est inférieure à celle utilisée lors de l'essai d'adsorption ($C_0 = 50$ g/l). Il ne faut cependant pas perdre de vue que lors de l'ultrafiltration c'est une solution de concentration à la membrane C_m qui est en contact avec la membrane et C_m est certainement supérieure à 15 g/l.

II ULTRAFILTRATION DES SOLUTIONS

MODELES DE BSA :

L'ultrafiltration de solutions modèles de BSA a été menée pour les deux types de membranes étudiées, à une température de 20 °C. Préalablement, les membranes sont saturées en opérant sous des conditions opératoires provoquant une forte polarisation. Cette dernière, obtenue en travaillant à faible vitesse de recirculation et aux fortes pressions ΔP et concentration initiale C_0 , permet d'établir un état stationnaire. Cet état, est très rapidement atteint comme le montre la figure IV-5 donnant l'évolution du flux de perméat en fonction du temps pour le membrane IRIS 3038.

2-1 Ultrafiltration de solutions de BSA

par la membrane minérale TECHSEP :

L'étude de l'ultrafiltration de trois solutions de BSA de concentration différentes a été entreprise. Les résultats sont présentés sous forme de graphiques donnant le flux de perméat J_v en fonction de la pression ΔP pour différentes valeurs du débit ou vitesse de recirculation (figures IV-6, IV-7, IV-8).

Aux pressions faibles les courbes tendent à confondre avec la courbe de solvant. La polarisation apparaît aux pressions importantes. Pour les faibles vitesses de recirculation le flux de perméat est alors indépendant de la pression. Nous sommes en présence, dans ce cas, d'un gel au voisinage de la membrane.

Sur la figure IV-9 Nous avons représenté la perte de charge dans la cellule d'ultrafiltration. Le changement de pente est dû au changement de régime d'écoulement.

2-2 Ultrafiltration de solutions de BSA

par la membrane IRIS 3038 :

Les résultats obtenus après ultrafiltration de solutions de BSA par la membrane IRIS 3038 sont présentés sur les figures IV-10, IV-11 et IV-12.

Aux pressions supérieures à un bar, l'accumulation de la BSA au niveau de la membrane tend à former un gel. Les pertes de charge ΔP_c de la cellule d'ultrafiltration en fonction de la vitesse de recirculation sont portées sur la figure IV-13.

La géométrie de la cellule porte-membrane plane, préalablement présentée au chapitre III, nous permet de tenter d'améliorer les performances de ce

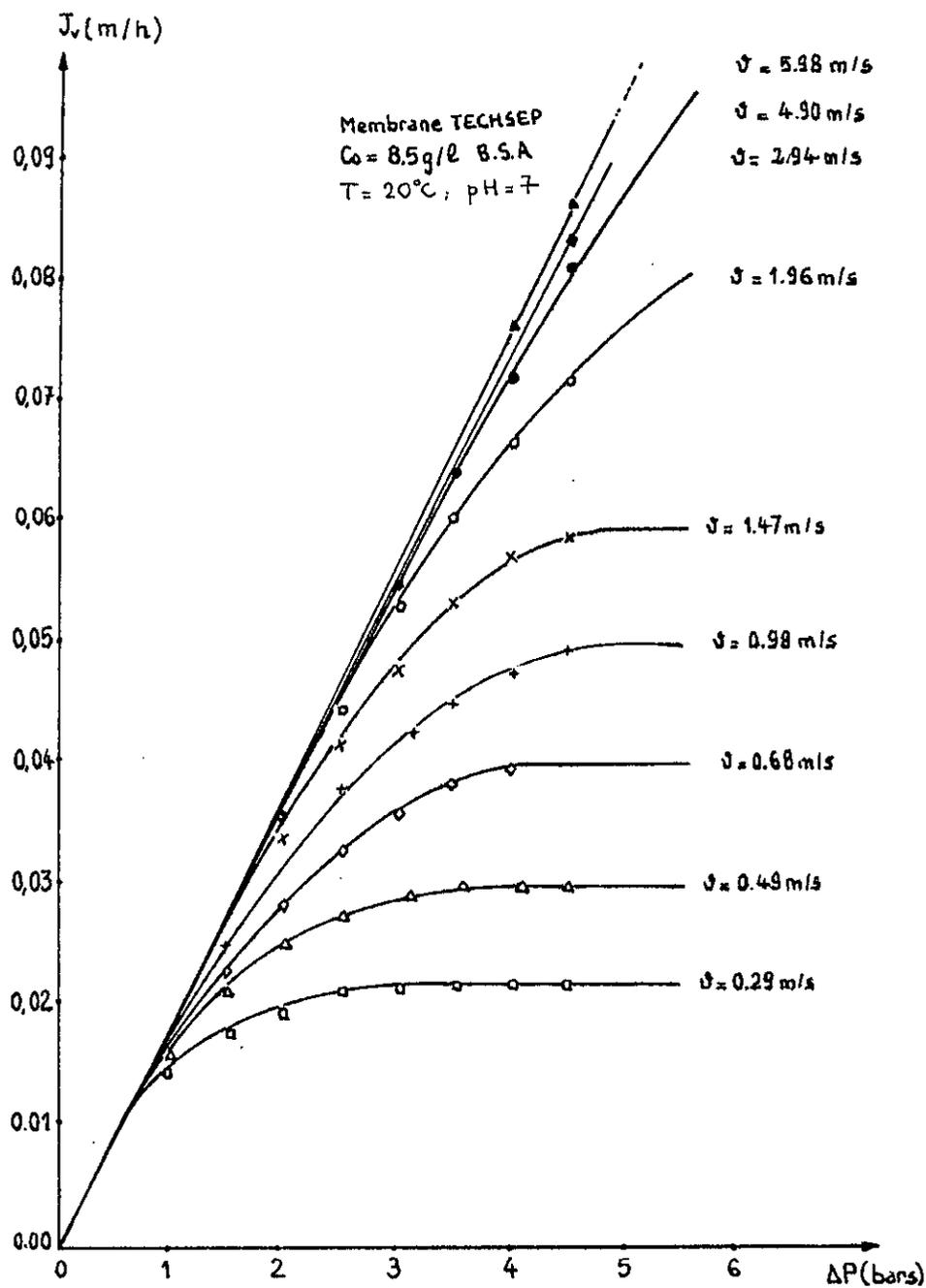


Fig. IV-6. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation.

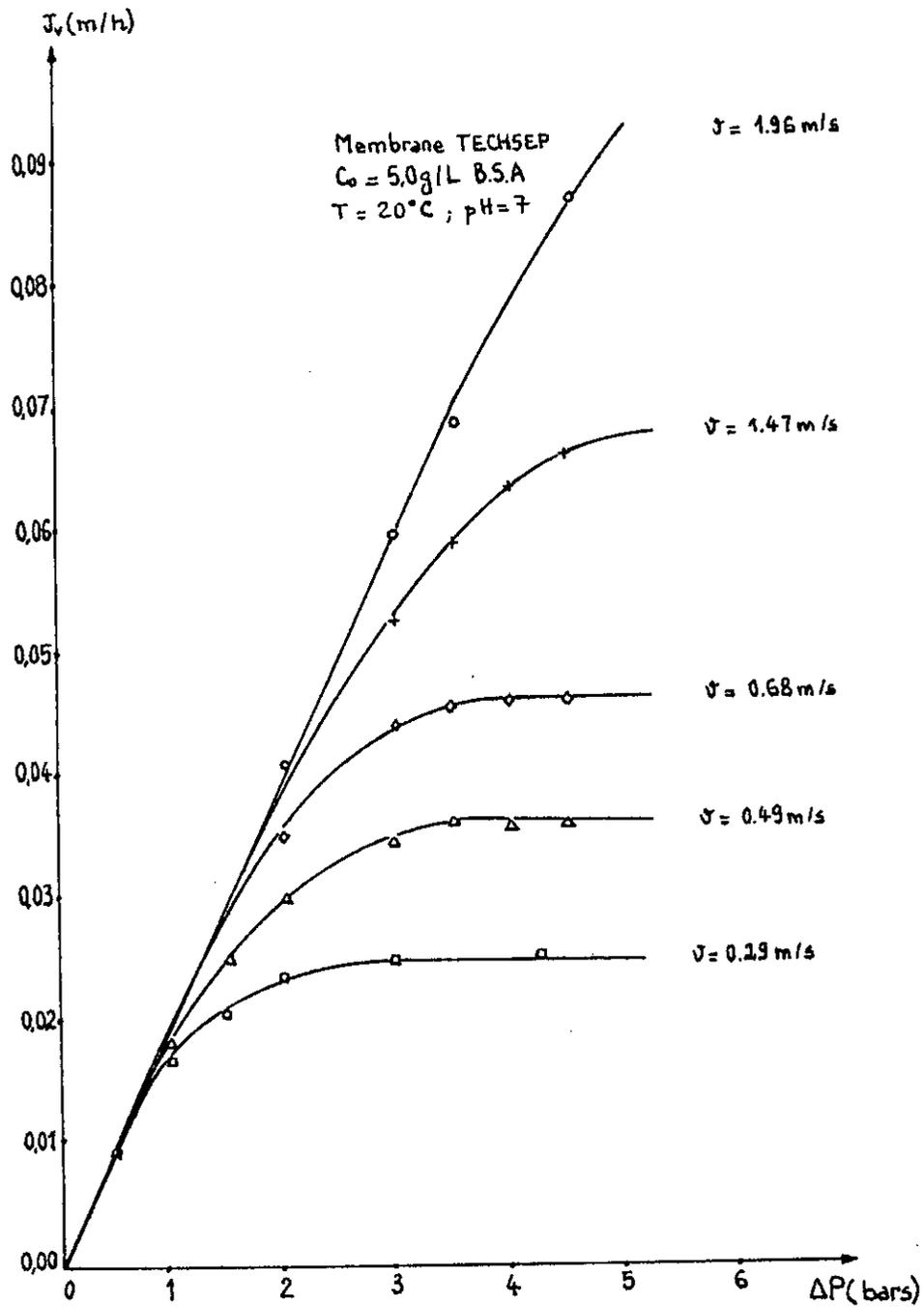


Fig. IV-7. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation.

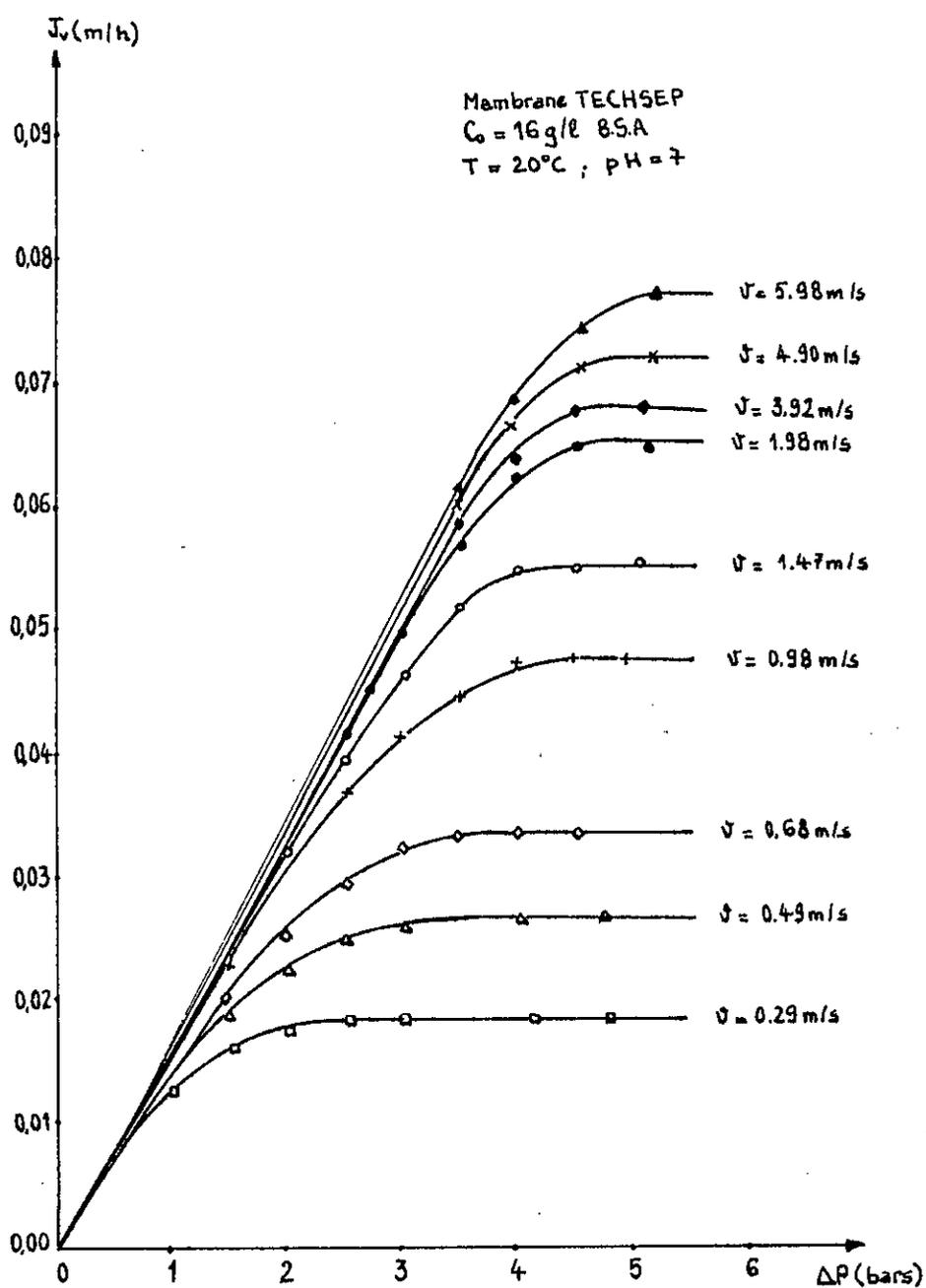


Fig. IV-8. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation.

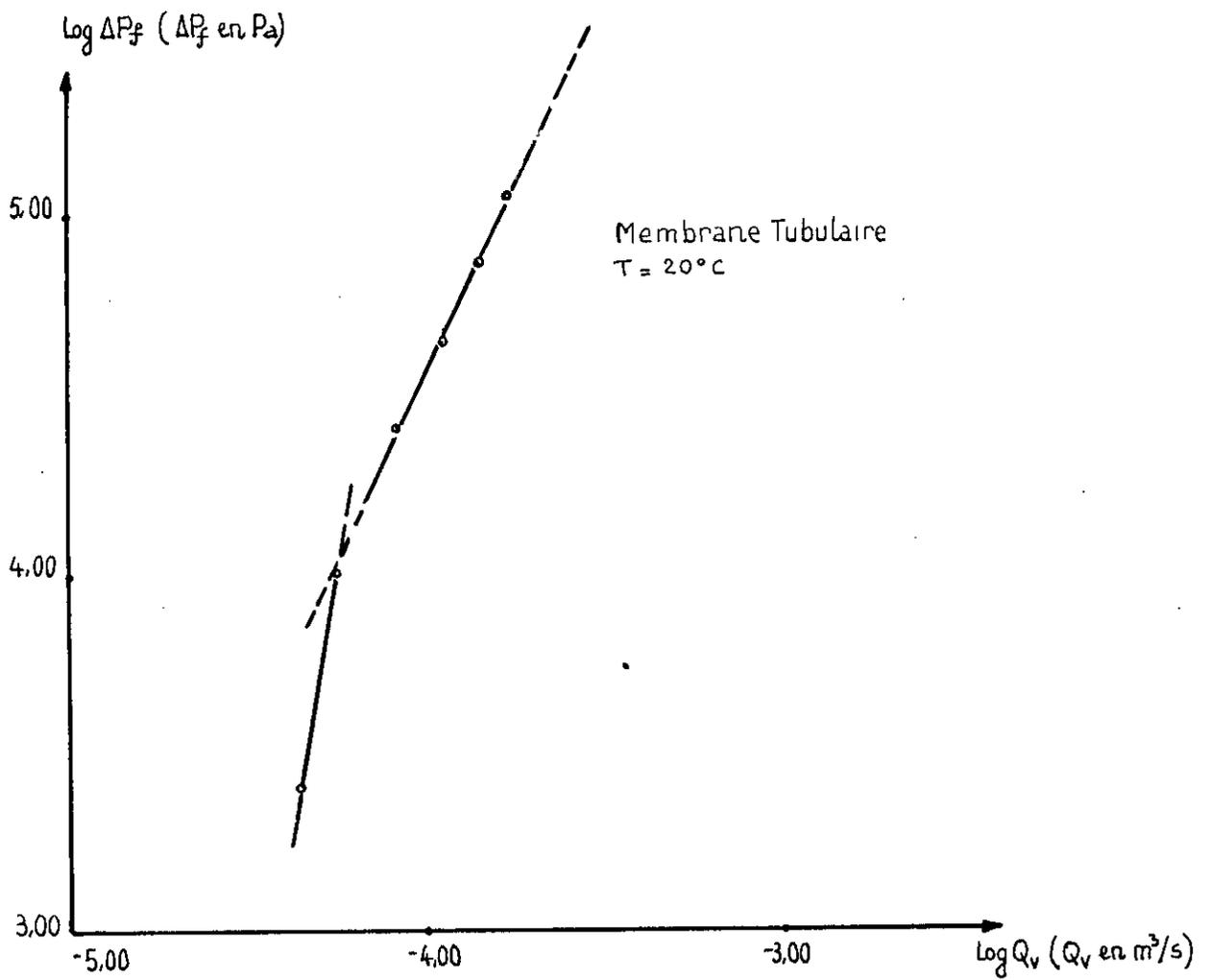


Fig. IV-9. Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge.

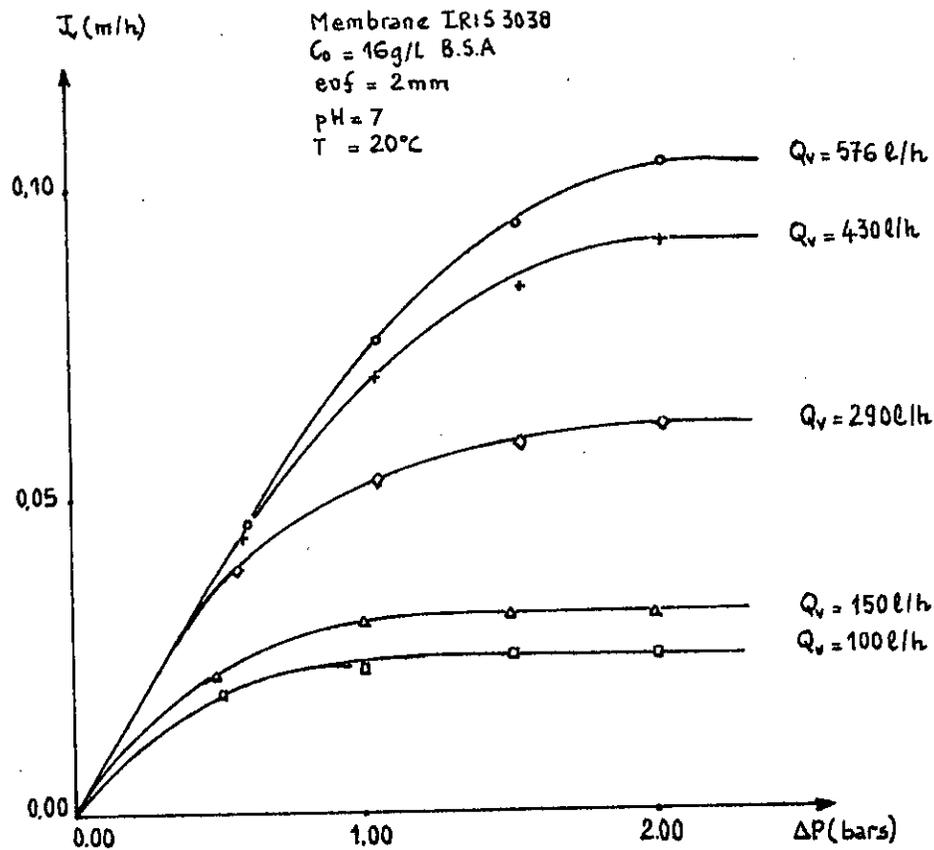


Fig. IV-10. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (sans promoteur de turbulence)

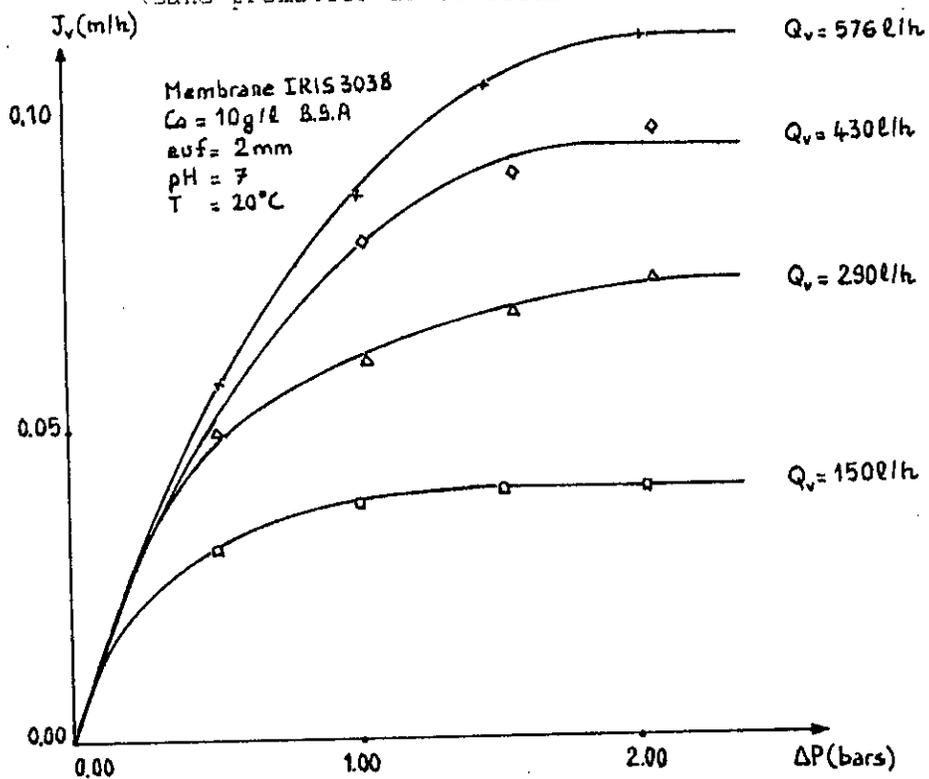


Fig. IV-11. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (sans promoteur de turbulence)

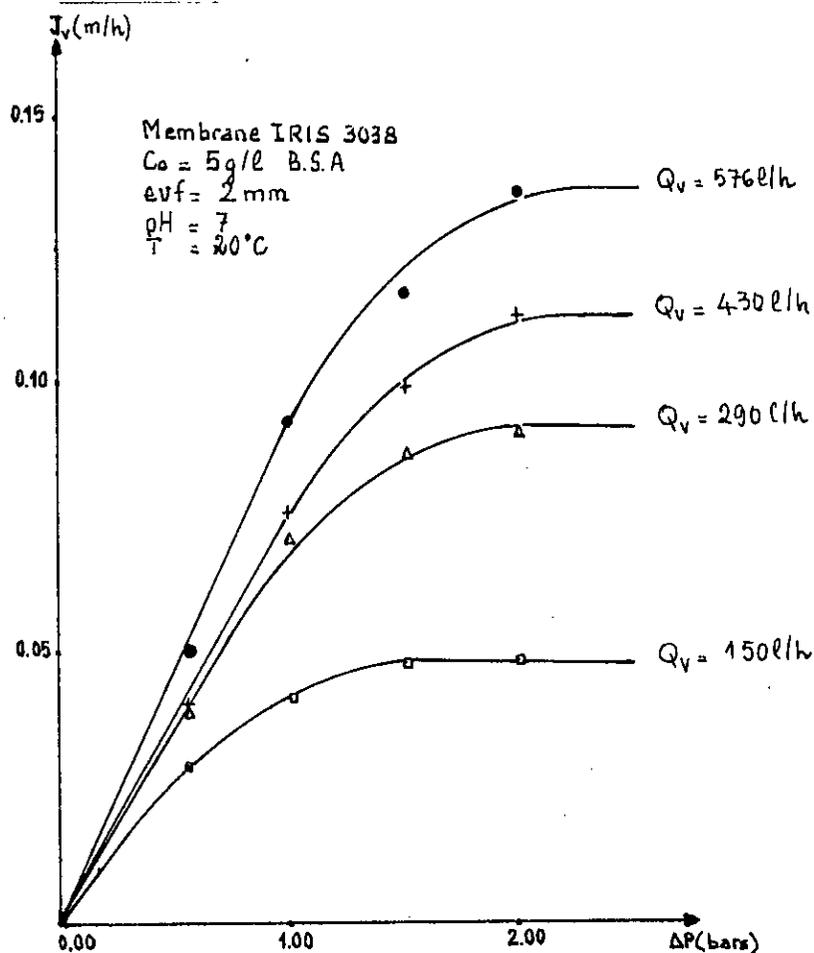


Fig. IV-12. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (sans promoteur de turbulence)

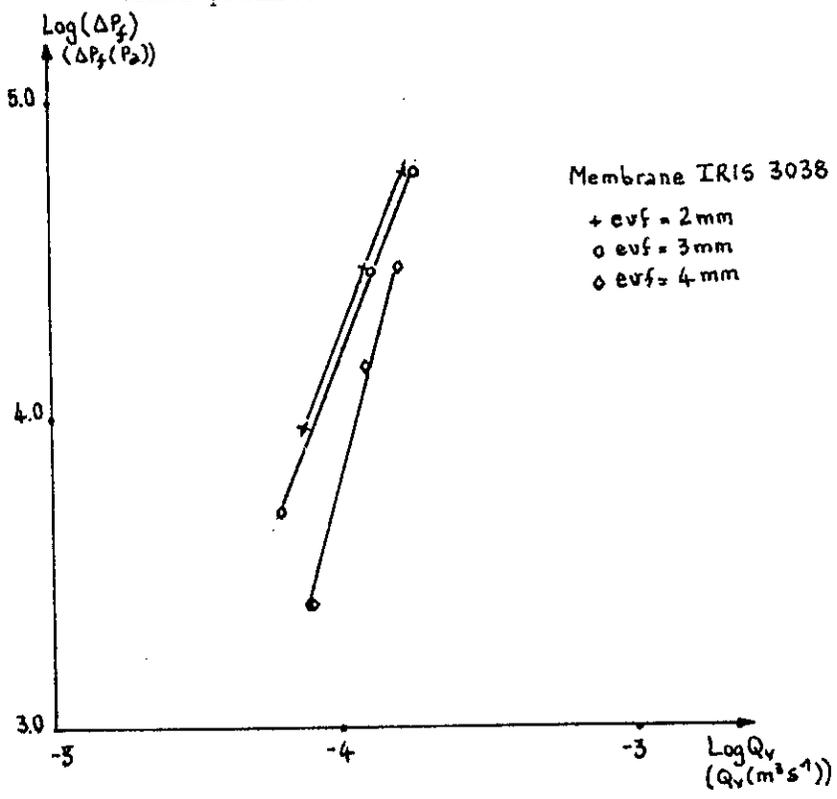


Fig. IV-13. Influence du débit de recirculation sur les pertes de charges (sans promoteur de turbulence)

process. Pour ce faire, l'impact de la valeur de l'épaisseur de la veine fluide a été étudiée. De même, deux promoteurs de turbulence (cf chapitre III) ont été testés.

2-2-1 Influence de l'épaisseur de la veine fluide :

Nous avons fait varier l'épaisseur de la veine fluide ($e = 2.3$ et 4 mm) en travaillant avec une solution à 5 g/l. Les résultats sont représentés sur les figures IV-12, IV-14 et IV-15.

2-2-2 ultrafiltration de solution de BSA

avec promoteur de turbulence

Les deux promoteurs de turbulence, à savoir la grille déployée et la plaque percée de trous, présentés au chapitre III, sont maintenus à une distance de un millimètre de la membrane d'ultrafiltration.

L'emploi de la grille déployée lors de l'ultrafiltration de solutions de BSA de concentration égale à 5 , 10 , 16 g/l a conduit aux résultats regroupés sur les figures IV-16, IV-17 et IV-18.

La grille déployée permet d'accroître les débits de perméat mais en même temps augmente les pertes de charges en comparaison avec la cellule sans promoteur (figure IV-19).

Le deuxième promoteur, à savoir la plaque percée de trous n'a pas donné les résultats escomptés (figure IV-20). En effet, ce promoteur augmente les pertes de charges tout en diminuant le débit (figure IV-21). Différentes raisons peuvent être indiquées : trous trop petits, section d'écoulement du fluide entre la plaque et la membrane inadéquate, etc...

Seule une étude plus approfondie permettra de se faire une opinion définitive sur ce type de promoteur. L'augmentation du flux de perméat dans

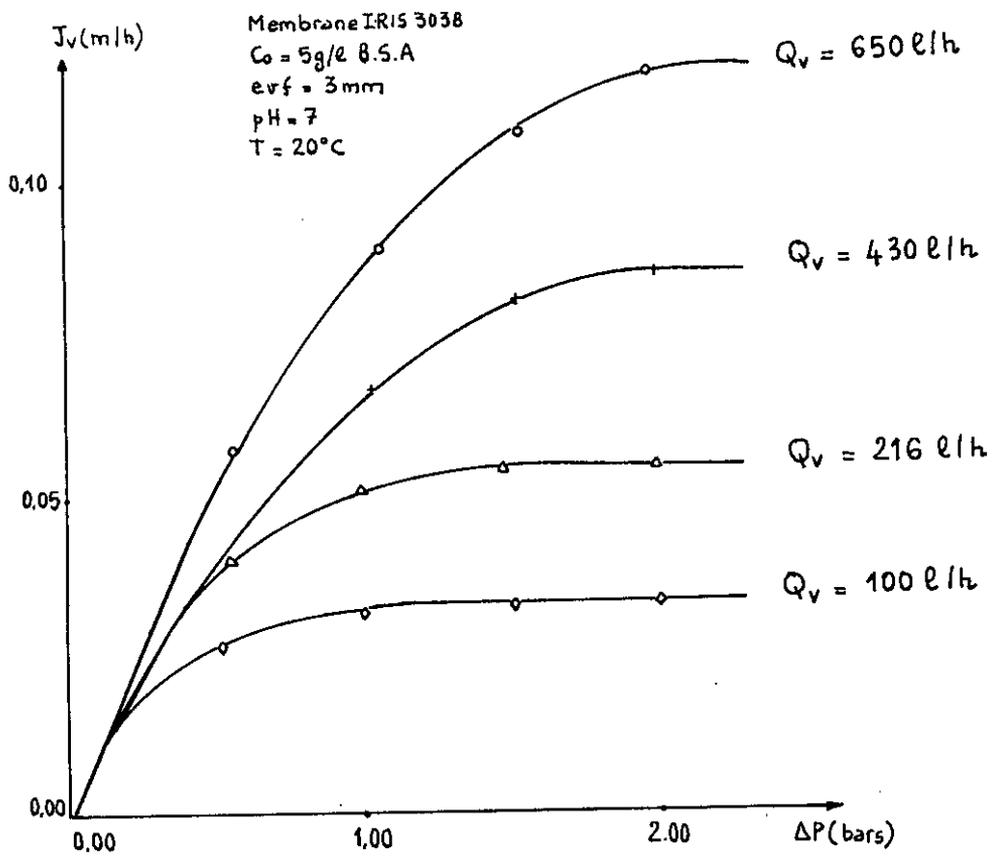


Fig. IV-14. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de permeat pour différentes vitesses de recirculation. (sans promoteur de turbulence)

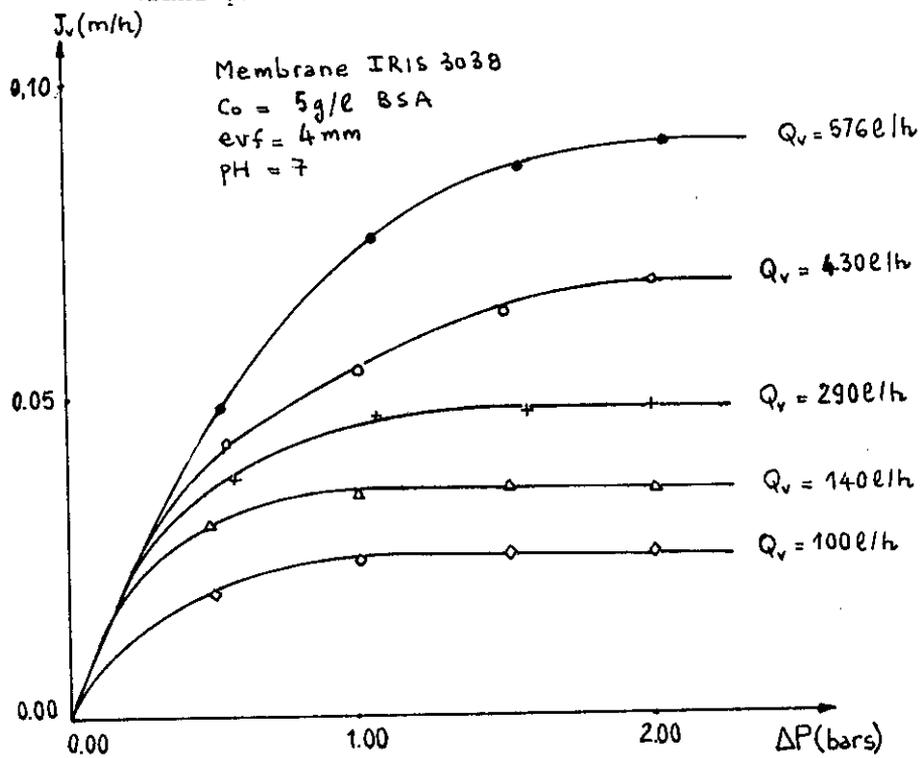


Fig. IV-15. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de permeat pour différentes vitesses de recirculation. (sans promoteur de turbulence)

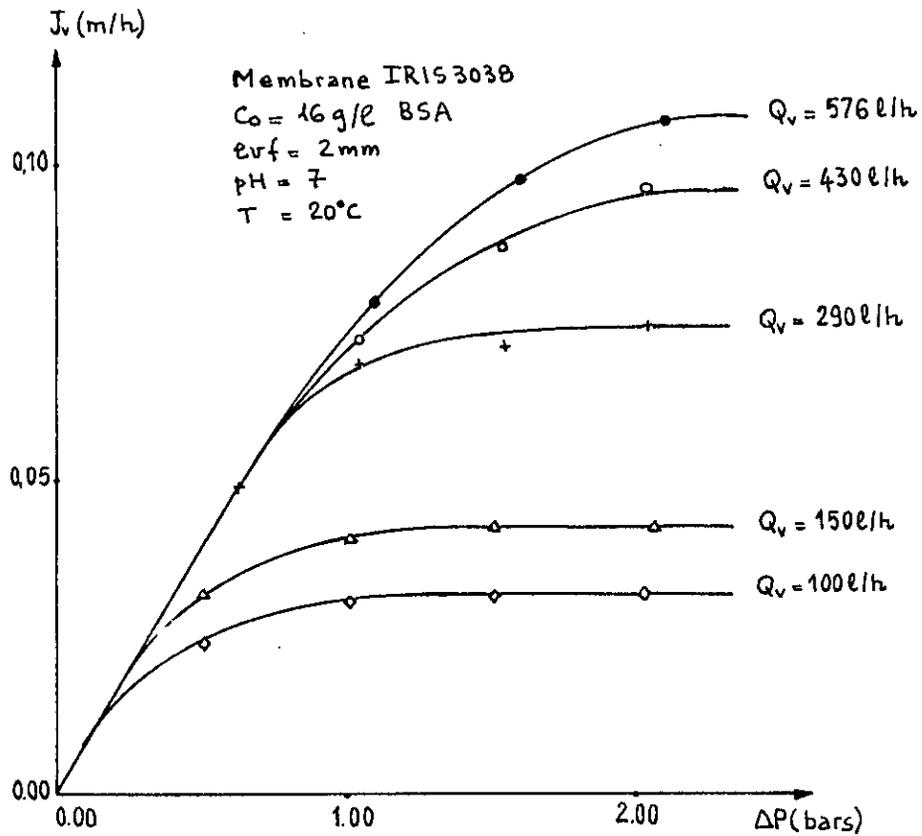


Fig. IV-16. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (avec grille déployée)

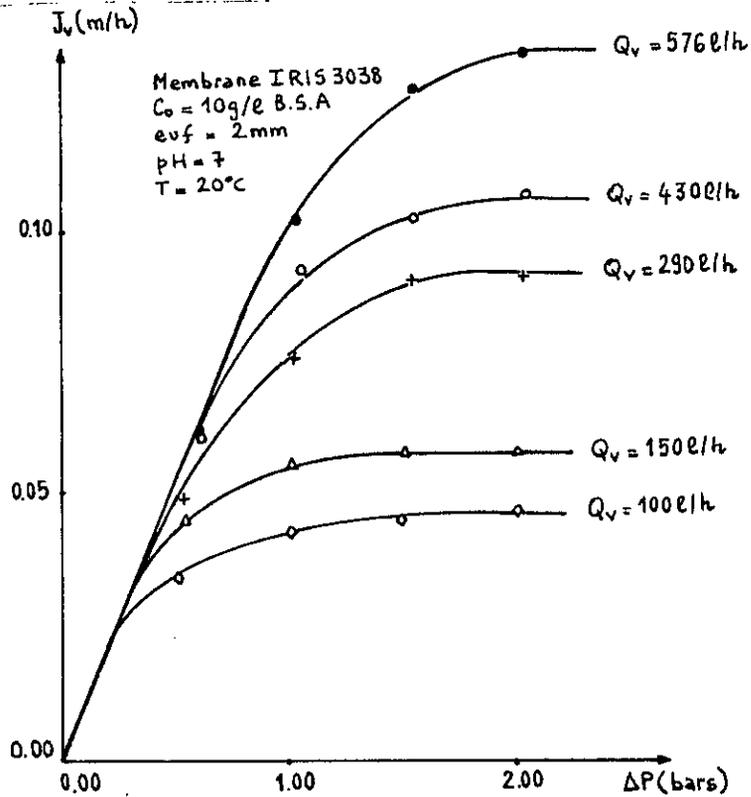


Fig. IV-17. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (avec grille déployée)

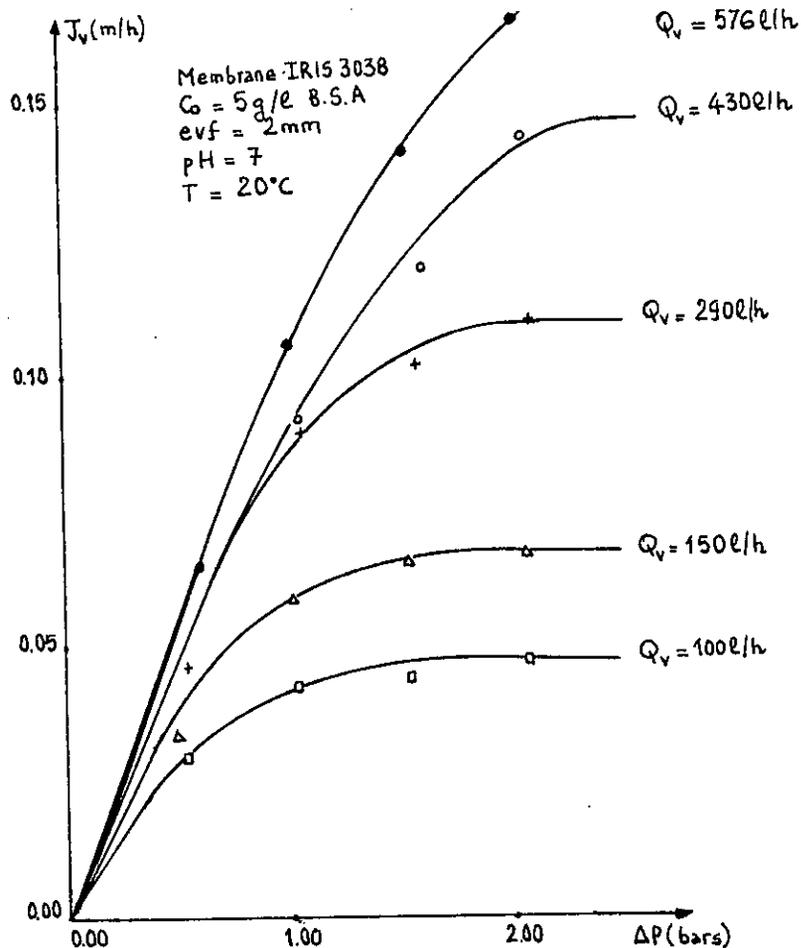


Fig. IV-18. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de permeat pour différentes vitesses de recirculation. (avec grille déployée)

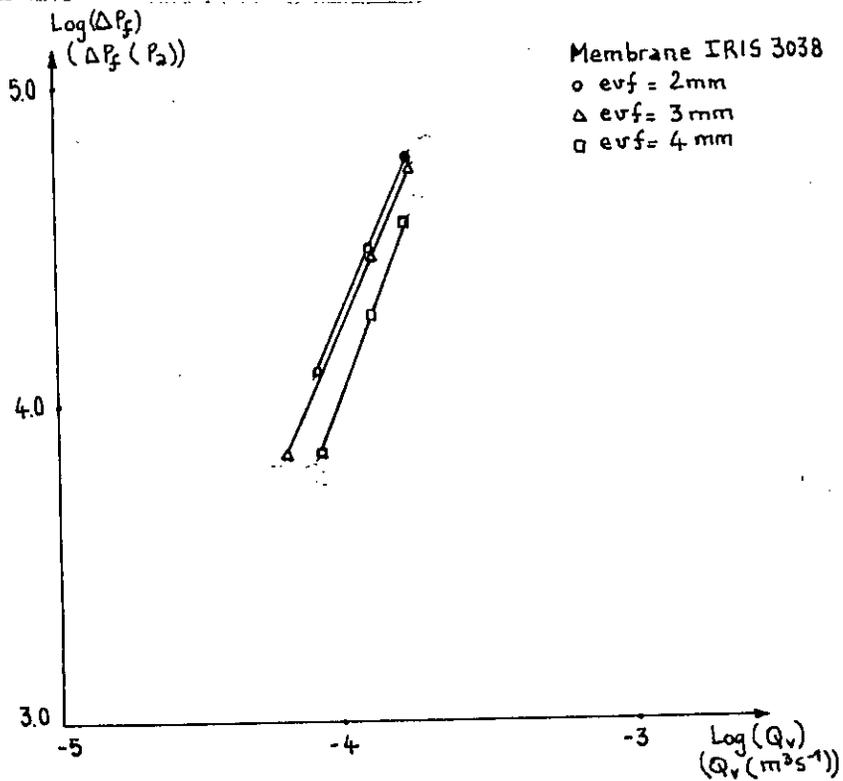


Fig. IV-19. Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge (avec grille déployée)

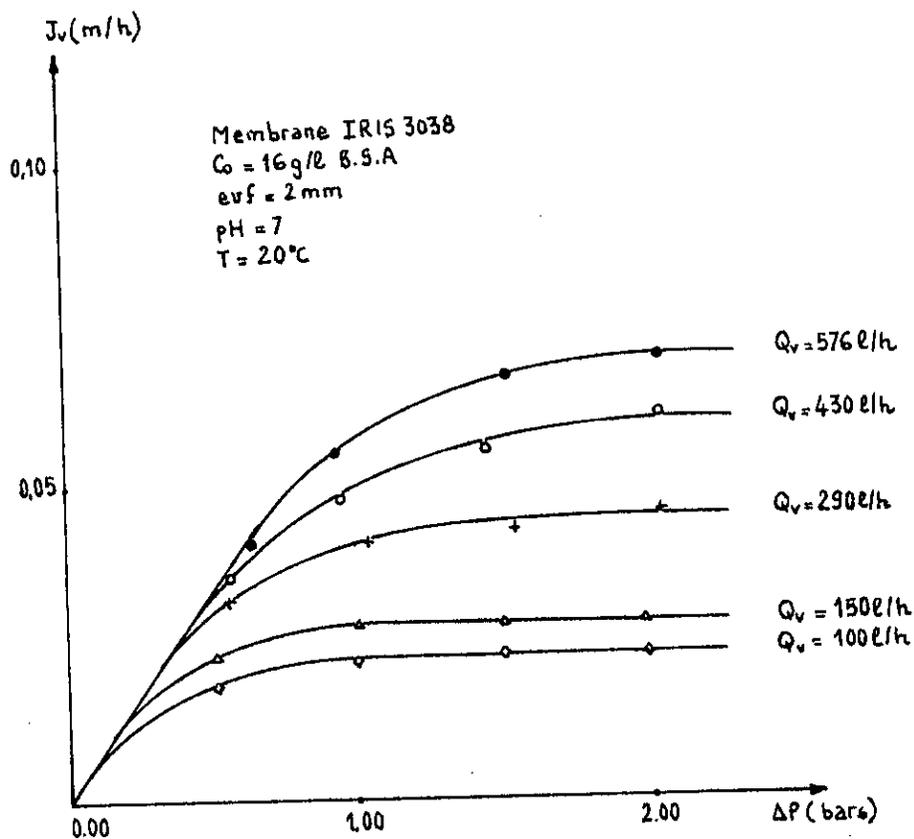


Fig. IV-20. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat pour différentes vitesses de recirculation. (avec plaque percée de trous)

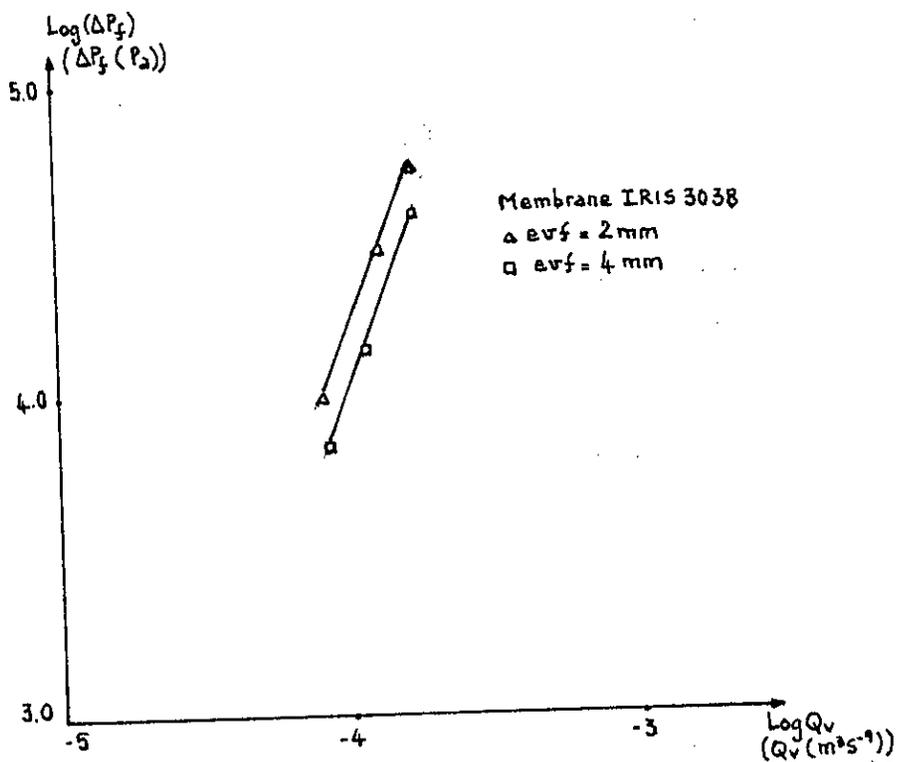


Fig. IV-21. Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge (avec plaque percée de trous)

dans le cas de la grille ne doit pas nous conduire à affirmer que les performances du process sont améliorées. Il faudra tenir compte de l'évolution des pertes de charges du module d'ultrafiltration. Seule, donc, une étude économique global du process nous conduira à déterminer les conditions optimales de fonctionnement de l'ultrafiltration.

Cette étude figure au chapitre V, mais avant d'aborder ce problème nous nous intéresserons aux mécanismes de transfert régissant l'ultrafiltration. La connaissance de ces mécanismes nous permettent de mieux maîtriser l'opération d'ultrafiltration.

III. ETUDE DES MECANISMES DE TRANSFERT AU NIVEAU DE LA MEMBRANE :

Cette étude a été réalisée à partir de l'ensemble des résultats expérimentaux, présentés au paragraphe 1-2, de l'ultrafiltration de solutions modèles de BSA. Nous nous sommes, particulièrement intéressés à vérifier la validité du modèle de polarisation présenté au chapitre I.

3-1 Détermination de la concentration de gel :

La concentration de gel $C_{g,lim}$ a été déduite des valeurs limites du flux de perméat à une vitesse de recirculation v donnée pour différentes valeurs de concentrations initiales. Ces valeurs limites du flux sont déterminées à partir des courbes de polarisation présentées au paragraphe 1-2.

En portant J_{lim} en fonction de $\log C_0$ à vitesse constante, on obtient une droite de pente K conformément à l'équation :

$$J_{v,lim} = K \log \frac{C_{p,0.1}}{C_0} \quad (IV-1)$$

En extrapolant à $J_v = 0$, on obtient $C_{p,0.1}$ (pour toutes nos expériences la concentration du perméat étant négligeable à côté de C_0 et $C_{p,0.1}$).

Sur les figures IV-22, IV-23 et IV-24 nous avons portés les résultats obtenus à différentes vitesses pour le membrane TECHSEP et la membrane IRIS avec et sans promoteur.

Les concentrations de gel obtenues sont regroupées dans le tableau IV-2.

Tableau IV-2. Concentration de gel de la BSA suivant les conditions opératoires.

Membrane	Concentration de gel (g/l)
CARBOSEP	758,6
IRIS 3038 (sans promoteur)	194
IRIS 3038 (avec grille déployée)	186

Nos résultats nous indiquent que la valeur de la concentration de gel dépend de la nature de la membrane mais pas de la présence ou de l'absence du promoteur de turbulence. Ce résultat concorde avec ceux obtenus par POYEN lors de l'ultrafiltration de solutions d'huiles.

Par contre, NAKAO et ses col. ne notent pas de changement de $C_{p,0.1}$ en changeant de membrane lors de l'ultrafiltration de BSA et O. SEBRANE constate une modification de $C_{p,0.1}$ avec les promoteurs de turbulence lors de l'ultrafiltration de solutions d'huiles.

De nombreux auteurs ont mesuré $C_{p,0.1}$ dans le cas de BSA et les résultats divergent beaucoup comme on peut le constater sur le tableau IV-3.

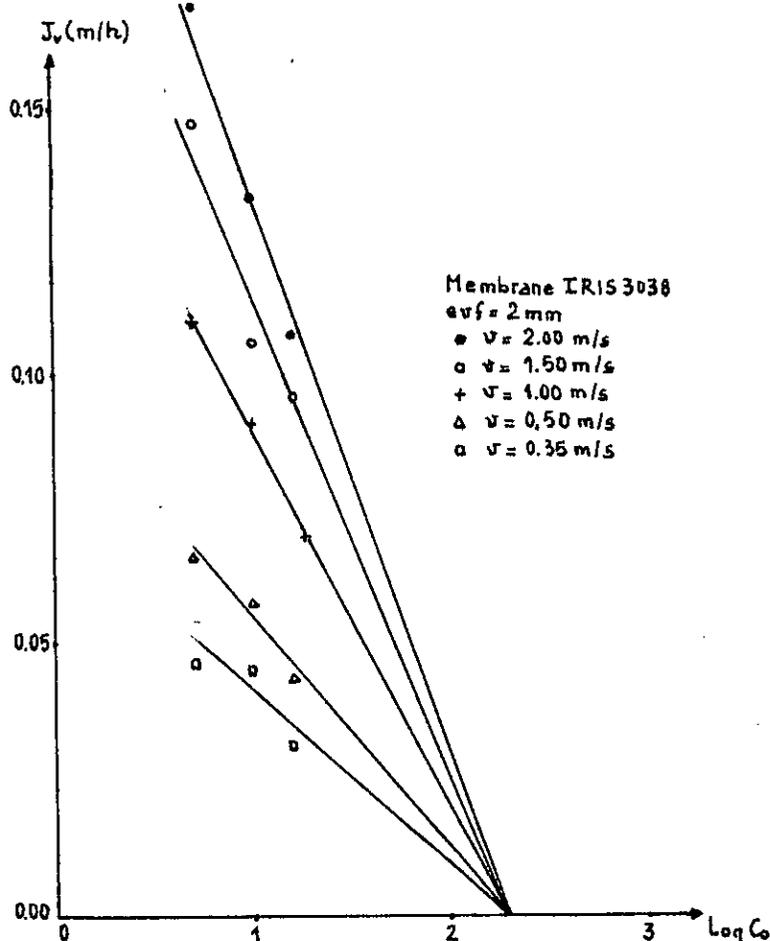


Fig. IV-22. Variation du flux de perméat avec la concentration C_0 en présence de la grille déployée.

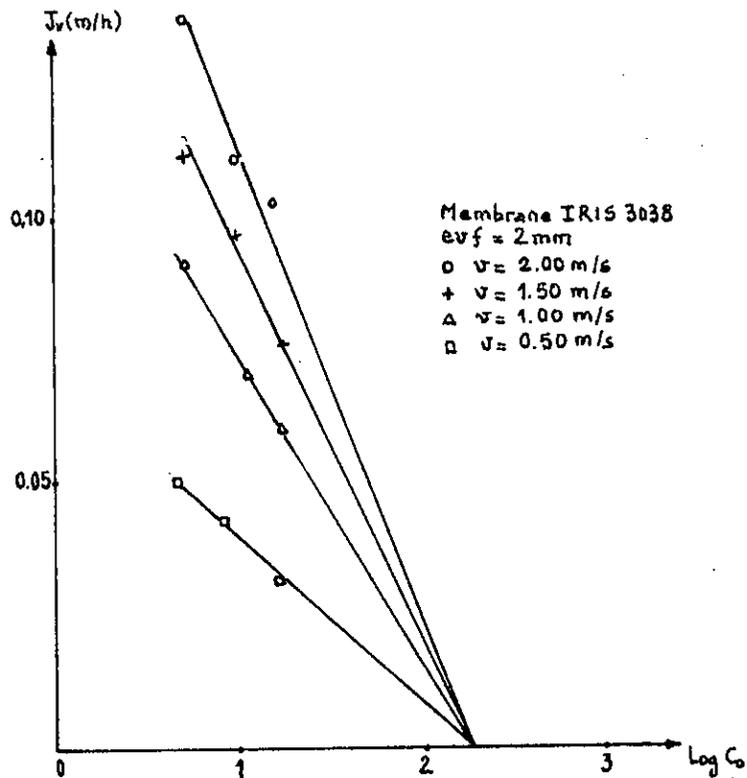


Fig. IV-23. Variation du flux de perméat avec la concentration C_0 sans promoteur de turbulence.

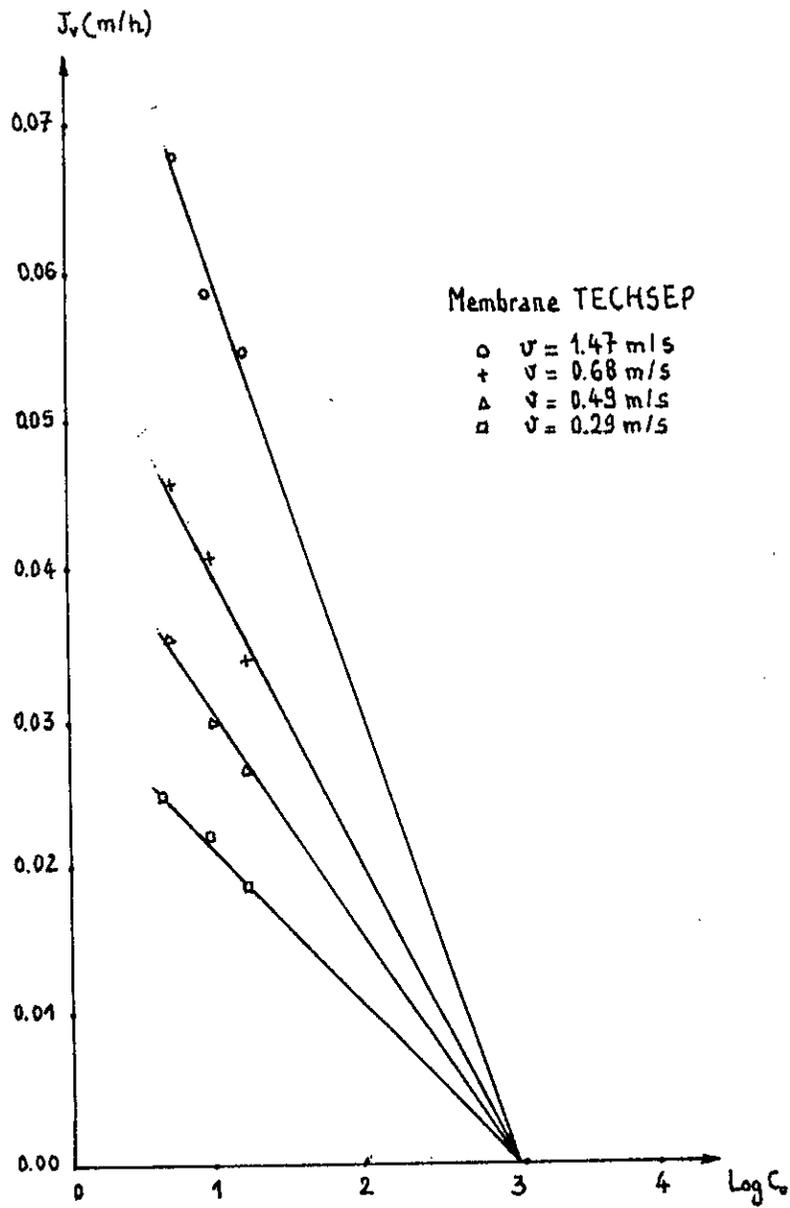


Fig. IV-24. Variation du flux de perméat avec la concentration C_0 .

Tableau IV-3. Valeurs de $C_{s,m}$ de ESA suivant différents auteurs.

Auteur	$C_{s,m}$
BARLOUTI [2]	200 g/l
KOZINSKI [6]	50 % en poids
BACKER et col.[5]	10 à 14 % en poids
BLATT et col.[7]	> 100 % en poids

Ces résultats en apparence sont à relier aux variations des propriétés des protéines en fonction des conditions opératoires (pH, salinité, concentration à la membrane)

3-2 Coefficient de transfert de masse K :

Conformément à l'équation IV-1, on l'obtient en déterminant la pente des droites représentées sur les figures IV-22, IV-23 et IV-24. Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-4.

Tableau IV-4. Evolution du coefficient de transfert de masse K (m/s) en fonction de la vitesse

Membrane	vitesse de recirculation (m/s)	K coefficient de transfert (m/s)
TECHSEP	1,47	0,030
	0,68	0,021
	0,49	0,015
	0,29	0,011
IRIS 3038 (sans promoteur) evf = 2 mm	2,00	0,086
	1,50	0,075
	1,00	0,058
	0,50	0,032
IRIS 3038 avec grille déployée evf = 2 mm	2,00	0,106
	1,50	0,091
	1,00	0,071
	0,50	0,044
	0,35	0,033

On peut noter une sensible amélioration des coefficients de transferts de masse en présence des promoteurs de turbulence.

Le coefficient de transfert de masse étant relié à la vitesse de recirculation par la relation suivante :

$$K = \alpha V^n \quad (IV-2)$$

En portant le logarithme du coefficient de transfert (K) en fonction du logarithme de la vitesse de recirculation (v), nous obtenons des droites dont les pentes représentent l'exposant n (figures IV-25 et IV-26). Les valeurs des exposants n sont mentionnées sur le Tableau IV-5.

Tableau IV-5. Evolution de l'exposant n en fonction des conditions opératoires.

Membrane	Exposant n
CARBOSEP	0,72
IRIS 3038 (sans promoteur)	0,71
IRIS 3038 (avec grille déployée)	0,75

Ces valeurs sont voisines de celles que l'on trouve de CHILTON-COLBURN pour des écoulements dans des canaux tubulaires en régime turbulent. La présence de la grille déployée n'influe pratiquement pas sur la valeur de l'exposant n .

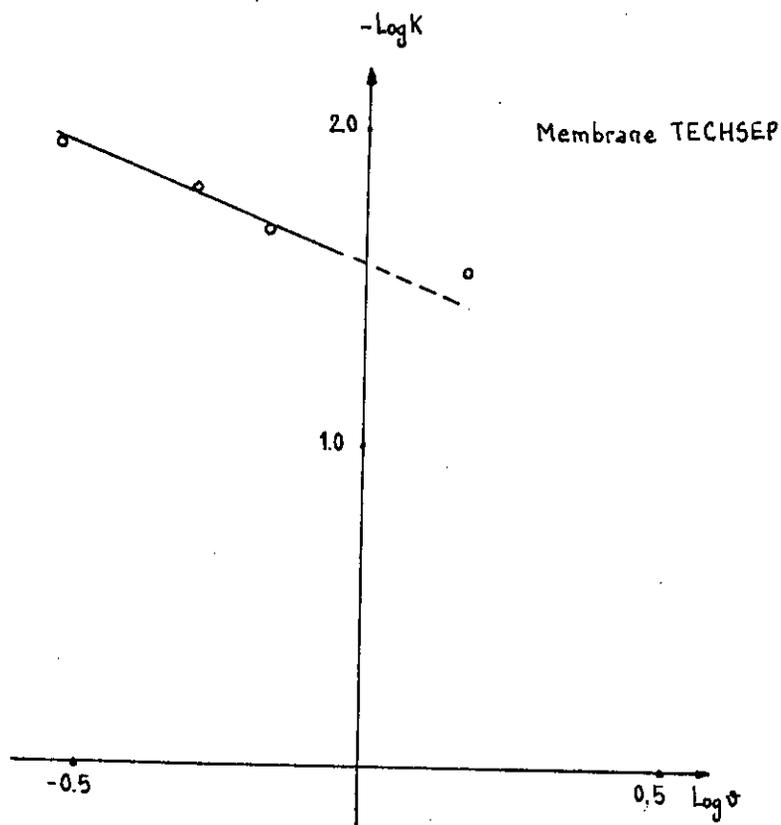


Fig. IV-25. Influence de la vitesse de recirculation sur le coefficient de transfert de masse K

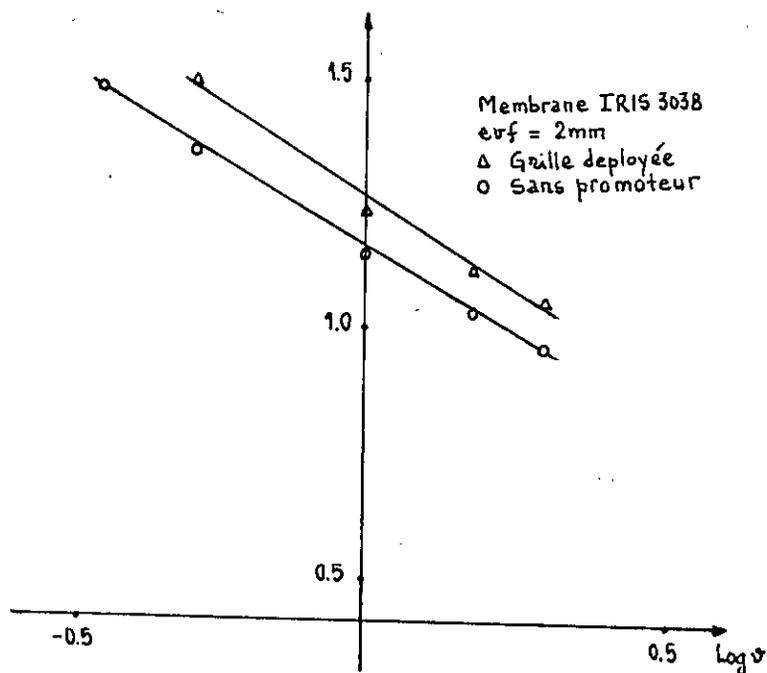


Fig. IV-25. Influence de la vitesse de recirculation sur le coefficient de transfert de masse K avec et sans de promoteur de turbulence.

Conclusion :

Au cours de cette première partie, nous nous sommes tout d'abord intéressés aux problèmes d'adsorption de la BSA sur la membrane en mettant cette dernière en présence d'une solution concentrée de BSA pendant un temps de 24 heures. En ultrafiltrant par la suite des solutions de BSA nous avons obtenus une perméabilité limite qui reste constante pendant un temps suffisant pour nos expériences et qui est plus faible que la valeur déterminée précédemment. Cette différence s'explique par un colmatage rapide qui vient s'ajouter à l'adsorption.

Nous avons ensuite déterminé l'influence de différents paramètres (pression, vitesse de recirculation, concentration de la solution, diamètre hydraulique de la cellule) sur les flux de perméat et la perte de charge. Cette étude nous a permis de déterminer le coefficient de transfert de masse et de calculer une concentration $C_{p,21}$. Cette concentration varie notamment avec la nature de la membrane sans doute en raison des conditions différentes (C_m , μ , etc...) dans la couche de polarisation.

Enfin, nous nous sommes intéressés à l'utilisation de promoteurs de turbulence pour chercher à améliorer les flux. Dans le cas d'une grille, il y a effectivement augmentation des coefficients de transfert mais comme cela se traduit aussi par une augmentation des pertes de charge il est nécessaire de réaliser le bilan économique de l'opération. Cette étude fera l'objet de la seconde partie de notre travail.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- 1) O. SEBBANE. Etude de l'utilisation de promoteurs de turbulence en ultrafiltration d'huiles solubles. Thèse ENSM de Nantes 1989.
- 2) S. BAKLOUTI. Influence de l'adsorption sur le transfert de solvant en ultrafiltration, thèse 3eme cycle, Université Paul Sabatier, 1985.
- 3) N. MAMERI. Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : caractérisation des membranes : étude de la couche de polarisation, Thèse UER. E.N.S.C. Rennes 1, 1987.
- 4) S. POYEN. Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : ultrafiltration dynamique d'huiles moteur; promotion de turbulence; étude théorique en statique et dynamique, Docteur Ingénieur, université RENNES 1 1984.
- 5) R. W. BAKER et H. STRATHMANN, J. Appl. Polym. Sci., 14, 1197, 1970.
- 6) A. A. KOSINSKI and E. N. LIGHTFOOT, Protein ultrafiltration. A general example of boundary layer filtration, AIChE Journal, Vol. 18, N°5, pp 1030 - 1040, Sept. 1972.
- 7) W. F. BLATT, A. DRAVID, A. S. MICHAELS, L. NELSON dans "Membrane science and technology". Ed. J. E. Flim., Plenum Press, N. Y., pp 47, 1970.
- 8) SHIN-ICHI NAKAO, TSYOSHI NOMURA et SHOJI KIMURA. Characteristics of macromolecular gel layer formed on ultrafiltration tubular membrane, AIChE Journal Vol. 25, N°4, pp 615-622, July 1979.

V

CALCUL ECONOMIQUE

I CRITERES D'OPTIMISATION :

La méthodologie appliquée par SOMIN, STORCK et COEURET et reprise par SHEN et PROBSTEIN, permet de calculer la dépense globale due à l'opération d'ultrafiltration par unité de temps par combinaison de trois termes définis comme suit :

- Le coût de l'énergie mécanique de pompage pour compenser la chute de pression ΔP subie par le perméat à travers la membrane ($K_m Q_v \Delta P$).

- Le coût de l'énergie de pompage pour compenser les pertes de charge occasionnées par la cellule d'ultrafiltration ($K_p Q_v \Delta P_f$).

- Le coût de l'investissement que l'on suppose en première approximation proportionnel à la surface de la membrane ($K_c A$)

$$\text{soit } K = K_c A + K_c Q_v \Delta P_f + K_p Q_v \Delta P \quad (V-1)$$

$$K / Q_v = K_p \Delta P + K_c / J_v (1 + K_p / K_c A \times Q_v \Delta P_f) \quad (V-2)$$

Dans le cas d'une cellule plane rectangulaire, cette relation devient :

$$K / Q_v = K_p \Delta P + K_c / J_v (1 + K_p / K_c \Delta P_f v d / L) \quad (V-3)$$

Pour le calcul de K_c , nous avons admis que la durée de vie des membranes IRIS 3038 est de deux ans, et celle des membranes TECHSEP de cinq ans et nous avons admis que ces durées de vie ne changent pas par utilisation de promoteur de turbulence.

ainsi, $K_c = 1.33 \cdot 10^{-4}$ DA/m².s pour l'IRIS 3038

et $K_c = 2.66 \cdot 10^{-4}$ DA/m².s pour la membrane TECHSEP

K_p , qui est proportionnelle au coût du kWh électrique est estimé à :

$$K_p = 8.33 \cdot 10^{-6}$$
 DA/Joule.

Afin de déterminer les conditions de fonctionnement optimales idéales, SONIN et ISAACSON ont introduit la notion de performance hydrodynamique idéale. Cette notion suppose que la concentration de polarisation est négligeable ($\Delta\pi = 0$) ainsi que les pertes de charge par frottement. Dans ces conditions, ils aboutissent à :

$$\frac{K_c}{K_c A} Q_v \Delta P_r \approx 1 \quad (V-4)$$

$$J = \Delta P / R_m \quad \text{avec } \Delta\pi \approx 0 \quad (V-5)$$

L'équation (V-2) devient :

$$K / Q_v = K_c R_m J_v + K_c / J_v \quad (V-6)$$

et le coût minimum est obtenu en annulant la dérivée de K/Q_v en fonction de J_v , ce qui conduit à la valeur $J_{\text{opt. idéale}}$:

$$J_{\text{opt. idéale}} = (K_c / K_c R_m)^{1/2} \quad (V-7)$$

Dans les conditions d'utilisation de la membrane organique et de la membrane minérale avec une résistance de membrane respectivement de $0,24 \cdot 10^{10} \text{ Pa m}^{-1} \text{ s}$ et de $1,78 \cdot 10^{10} \text{ Pa m}^{-1} \text{ s}$, nous obtenons en utilisant les équations (V-5) et (V-7), une pression optimale de 19,6 bars (IRIS 3038) et 66,4 bars (TECHSEP). Ces valeurs sont largement supérieures à la limite pour laquelle J_v est proportionnel à ΔP . Elle ne se situe pas dans le domaine des pressions utilisées en ultrafiltration. On ne peut donc utiliser la méthodologie mise au point par SONIN et ISAACSON et nous avons recherché les conditions opératoires optimales en partant directement de l'équation (V-3). ([3], [5])

II INFLUENCE DES CONDITIONS OPERATOIRES SUR K/Q_p :

Pour déterminer les conditions optimales de fonctionnement et le coût minimum de l'opération d'ultrafiltration, nous avons porté sur des graphiques l'évolution du coût global K/Q_p en fonction du débit de recirculation pour différentes pressions ΔP . Nous nous sommes contentés de représenter trois faisceaux de courbes concernant respectivement la membrane TECHSEP, la membrane IRIS 3038 en l'absence de promoteur de turbulence et la membrane IRIS 3038 avec promoteur (grille déployée). Ces trois études ont été réalisées en utilisant une solution à la concentration $C_0 = 16$ g/l. l'épaisseur du canal (membrane IRIS 3038) étant de 2 mm. Les résultats obtenus pour chaque cas sont représentés sur les figures V-1, V-2 et V-3.

Il est important de noter que dans les trois exemples présentés, nous obtenons un coût minimum. Pour la membrane IRIS 3038, le coût minimum est obtenu à une pression voisine de 2 bars avec des débits de recirculation de l'ordre de 350 l/h et 410 l/h respectivement pour la membrane avec promoteur de turbulence (grille déployée) et sans promoteur de turbulence. Dans ce dernier cas, cela correspond à un nombre de Reynolds d'environ 3500. Il apparaît que le promoteur utilisé améliore sensiblement les performances du procédé d'ultrafiltration. En effet, l'écart entre la valeur du coût optimal avec et sans promoteur est d'environ 0.5 DA/m².

Pour la membrane minérale, le coût minimum est obtenu à la pression $\Delta P = 4.5$ bars et à un débit de 230 l/h (Reynolds voisin de 3000). La valeur du coût minimum se situe entre 13 et 14 DA/m².

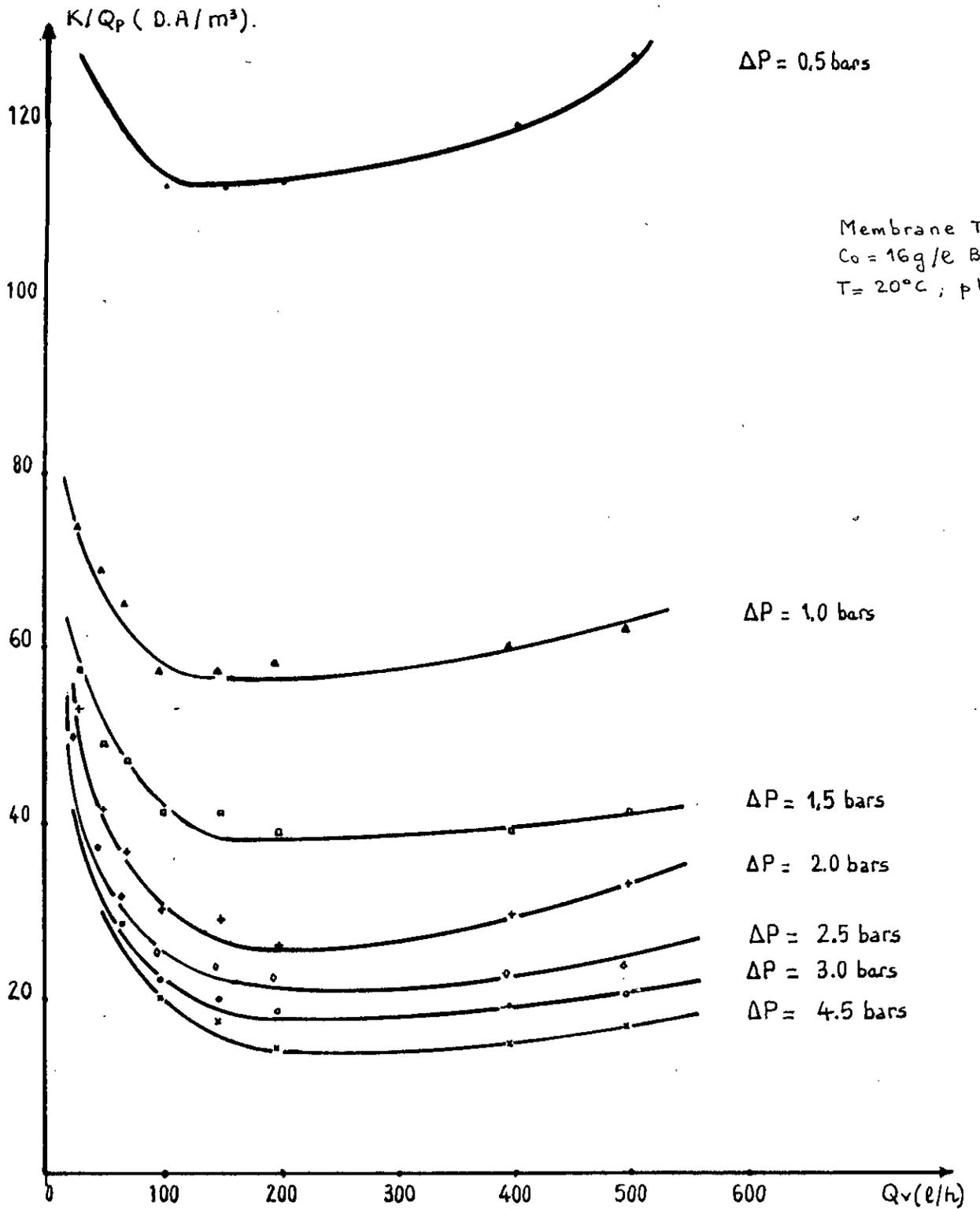


Fig.V-1 Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour différentes pressions transmembranaires

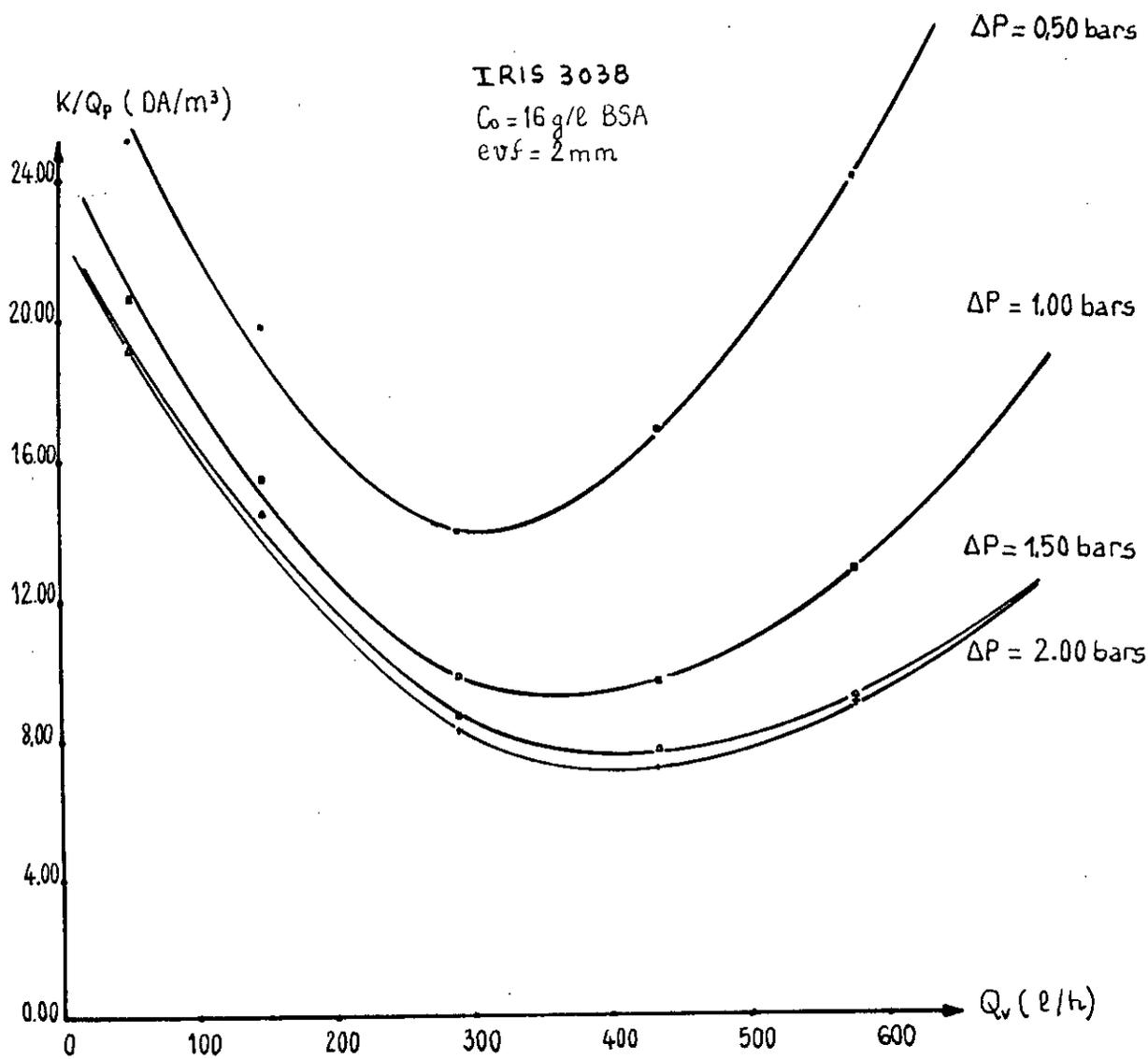


Fig.V-2 Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour différentes pressions transmembranaires (sans présence de promoteur de turbulence)

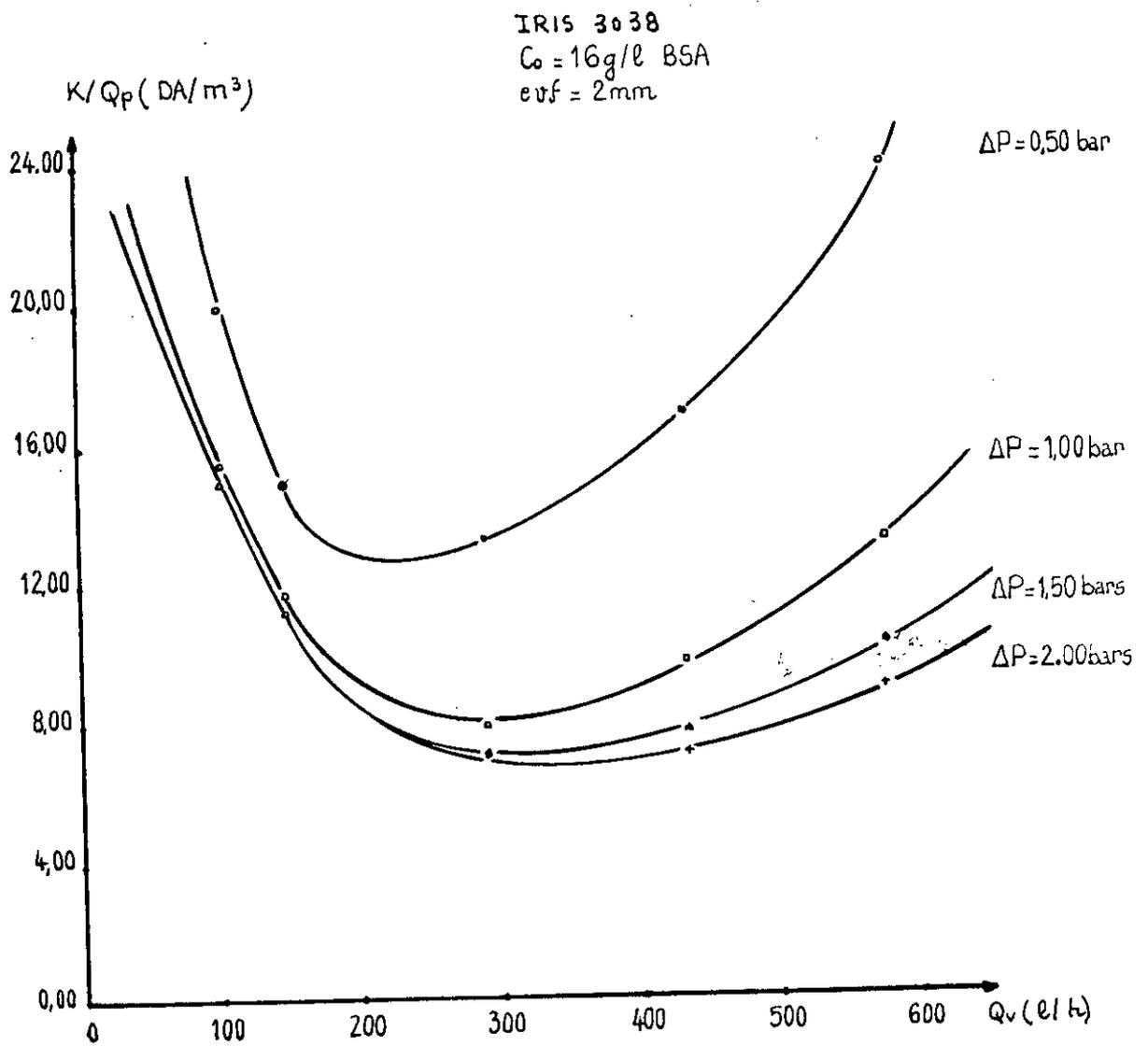


Fig.V-3 Influence du debit de recirculation sur le coût global de l'operation pour différentes pressions transmembranaires (Avec promoteur de turbulence)

III INFLUENCE DE L'ÉPAISSEUR DE LA VEINE FLUIDE :

En vue de déterminer l'impact de l'épaisseur de la veine du fluide (evf) sur les performances d'ultrafiltration, nous avons porté sur un graphique l'évolution du coût global K/Q_0 en fonction de la pression ΔP à différentes épaisseurs evf (figure V-4). Nous constatons que le coût minimal est obtenu pour une épaisseur de 2 mm.

Ce résultat concorde avec l'épaisseur optimale de 1,5 mm obtenu par POYEN lors de l'ultrafiltration d'huiles moteur usagées avec une cellule plane à section rectangulaire. L'écart entre les courbes (K/Q_0 , ΔP) aux différentes épaisseurs est assez important. En effet, le coût optimal à une épaisseur de 4 mm est pratiquement le double de celui obtenu à une épaisseur de la veine fluide $evf = 2$ mm. D'où toute l'importance du choix de l'épaisseur de la veine fluide lors d'une opération d'ultrafiltration.

Les membranes organiques IRIS 3038 paraissent plus intéressantes du point de vue économique comme nous le montre la figure (V-5). Le coût minimum pour la membrane organique en l'absence de promoteur est plus faible que celui de la membrane minérale.

Cette différence importante avec la membrane IRIS est due à la différence de prix des membranes.

Les prix étant susceptibles d'évoluer suivant les fluctuations du marché nous avons fait varier le rapport K_0/K_c dans le cas de la membrane IRIS et déterminé le prix minimum en fonction de K_0/K_c (figure V-6). Pour des variations raisonnables de ce rapport le prix de revient obtenu est toujours inférieur en présence d'un promoteur.

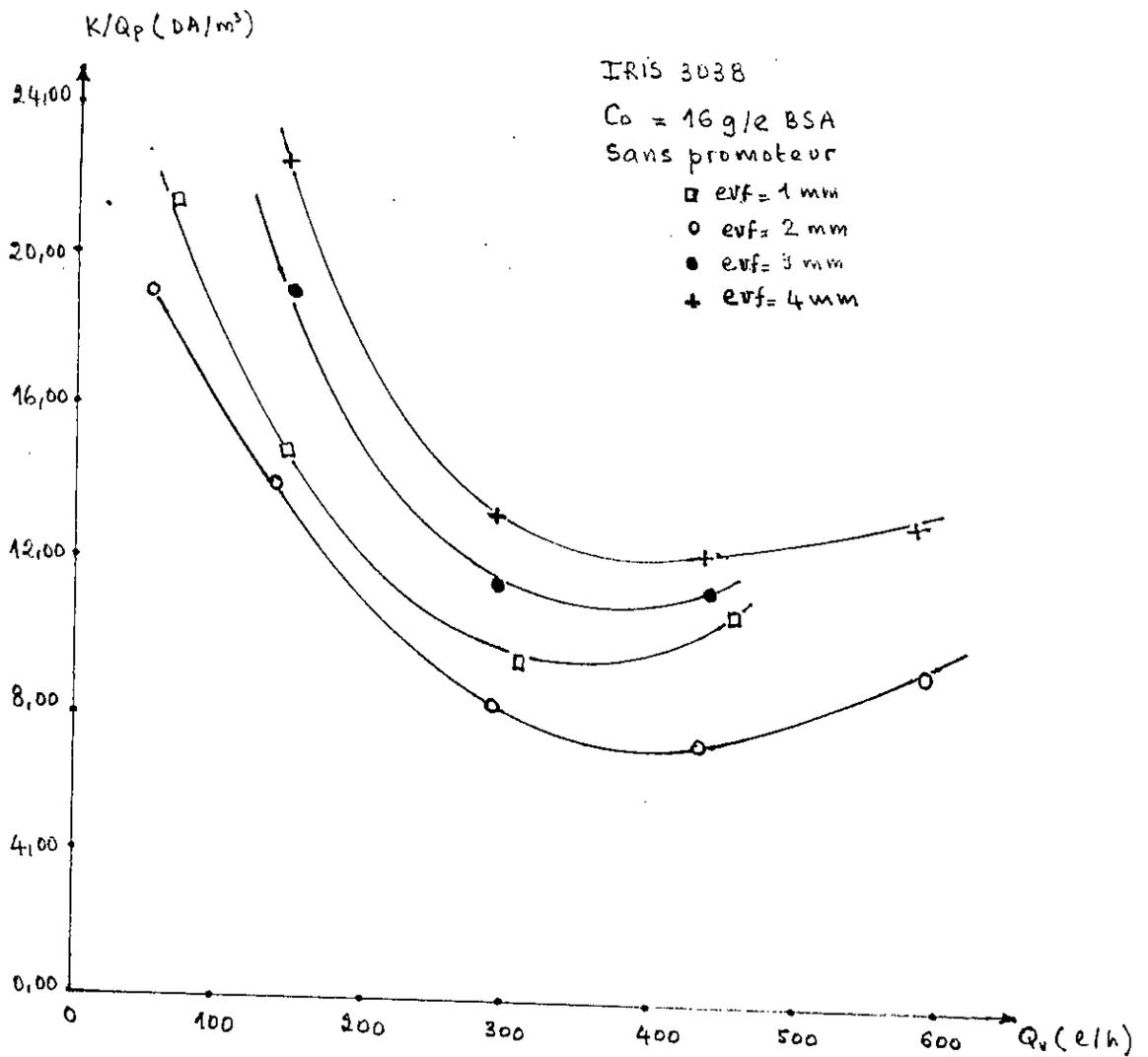


Fig. V-4 Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour différentes épaisseurs ($\Delta P = 2 \text{ bars}$)

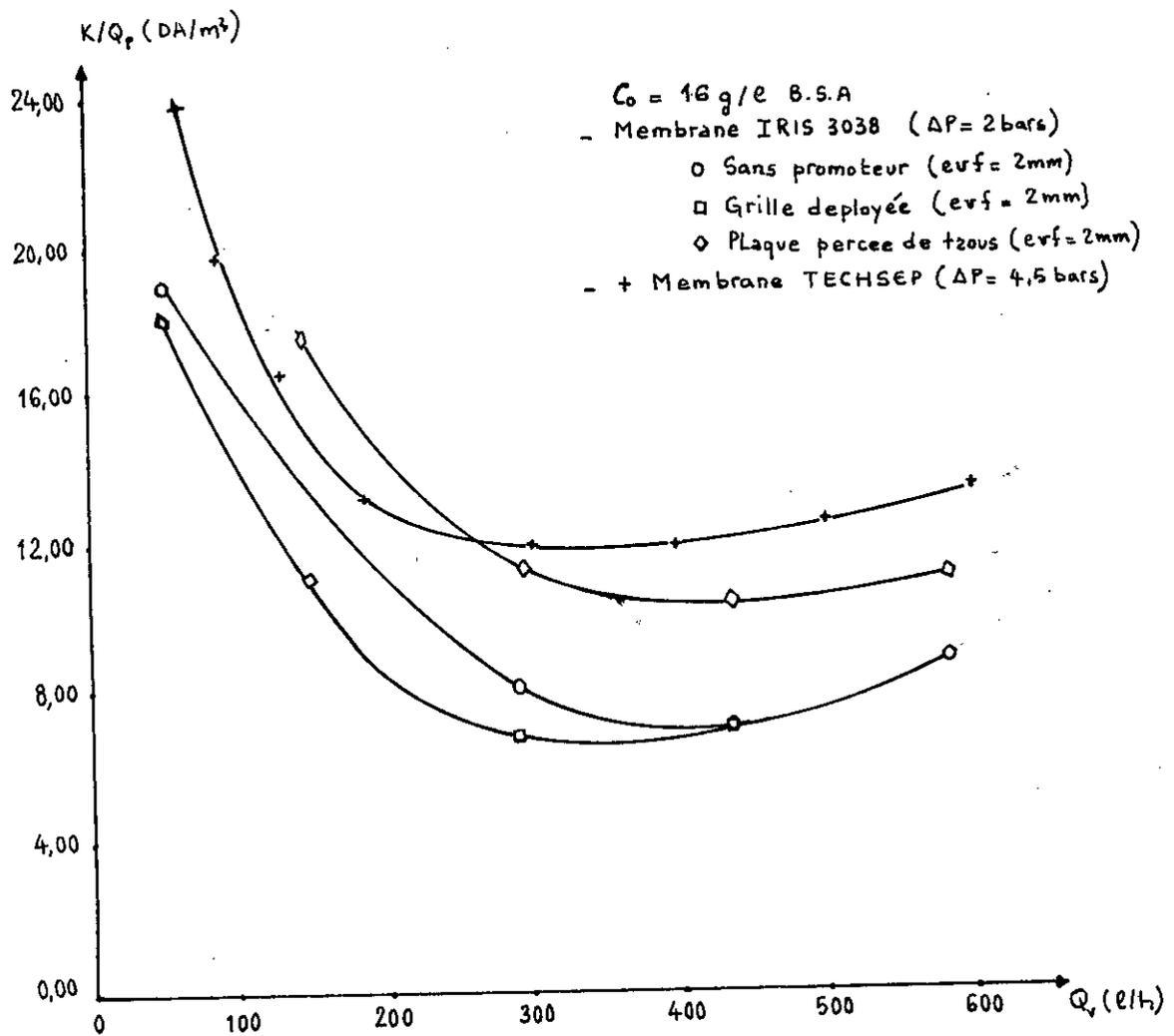


Fig. V-5 Performances économiques du procédé d'ultrafiltration aux différents types de membranes

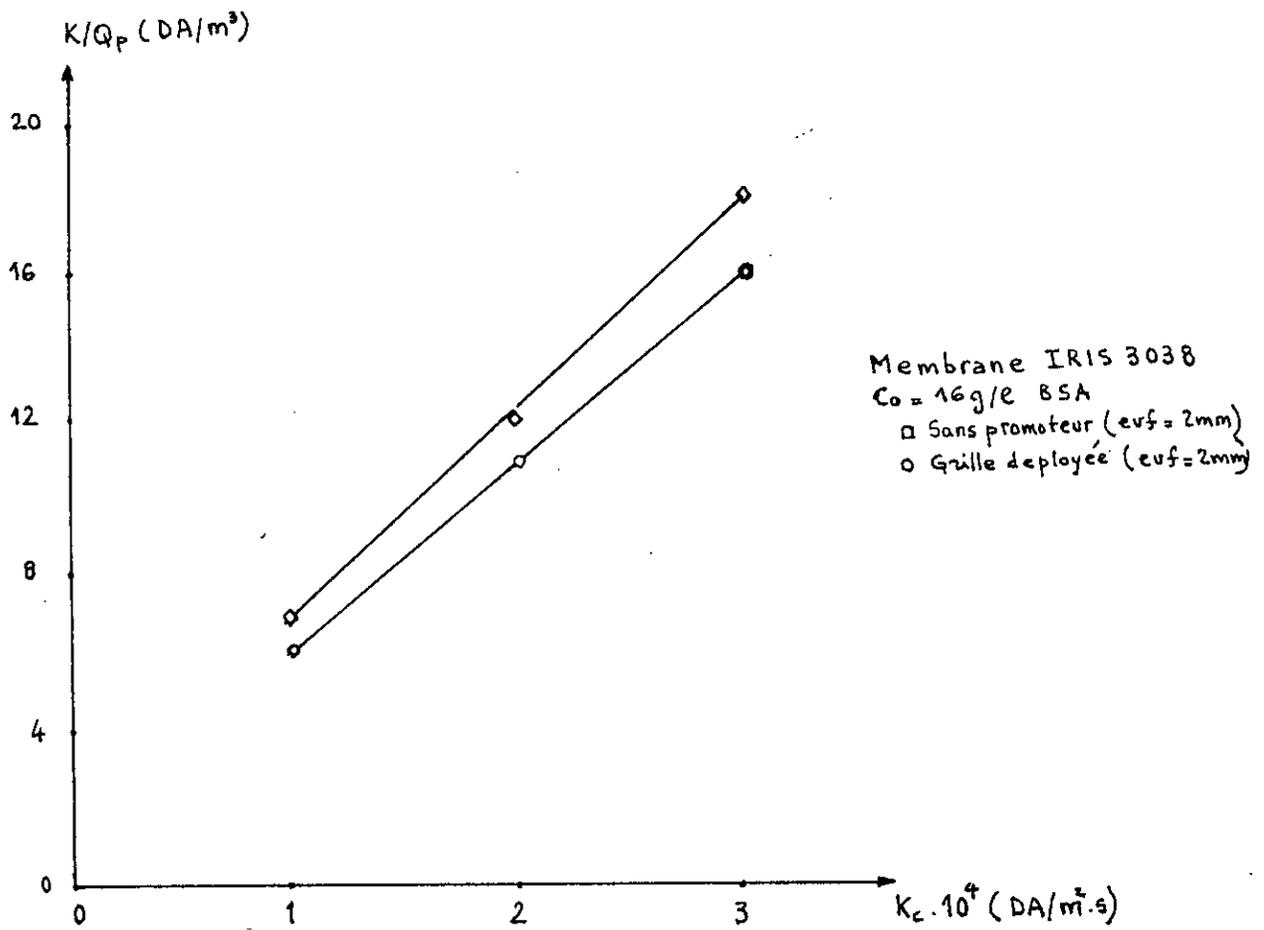


Fig.V-6 Influence des prix des membranes sur le coût global

CONCLUSION :

Le promoteur de turbulence (grille déployée) apporte une amélioration du flux de perméat et contribue à la diminution du coût global de l'opération. Toutefois, cette diminution du coût du procédé pourra être plus significative pour un temps d'utilisation de la membrane assez long.

L'augmentation de l'épaisseur de la veine fluide entraîne une diminution du flux de perméat, mais en contre partie une diminution des pertes de charges. L'étude technico-économique a montré que l'épaisseur de deux (2) mm correspond à l'optimum, avec et sans promoteur, du coût global de l'opération.

Le promoteur plaque trouée n'apporte aucune amélioration sur le flux de perméat et en plus augmente les pertes de charge, c'est à dire croit le coût global du procédé d'ultrafiltration.

Suivant le prix actuel des membranes, les membranes organiques paraissent plus intéressantes que les membranes minérales.

La présence du promoteur de turbulence provoque de nouvelles contraintes de cisaillement. En contre partie, la présence de ce dernier permet de réduire le débit de recirculation optimum, d'où une réduction des efforts de cisaillement de pompage. Pour éviter de détériorer les macromolécules fragiles, on s'oriente ces dernières années vers l'utilisation d'un champ électrique pour améliorer les performances du procédé d'ultrafiltration en réduisant considérablement les contraintes de cisaillement. Cette technique, appelée électroultrafiltration, a fait l'objet d'une étude présentée au chapitre VII.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- 1) Ain A. SONIN and M. S. ISAACSON. Optimization of flow design in forced flow electrochemical systems, with special application to electro-dialysis. Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 13 N°3, pp241-48 1974.
- 2) J. J. S. SHEN et R. F. PROBSTEIN. Turbulence promotion and hydrodynamic optimization in an ultrafiltration process. Ind. Eng. Chem. process Des. Develop Vol. 18, N°3, pp 547-554, 1979.
- 3) S. POYEM. Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : ultrafiltration dynamique d'huiles moteur; promotion de turbulence; étude théorique en statique et dynamique. Docteur Ingénieur, université RENNES 1 1984.
- 4) O. SEBBANE. Etude de l'utilisation de promoteurs de turbulence en ultrafiltration d'huiles solubles. Thèse ENSM de Nantes 1989.
- 5) N. MAMERI. Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : caractérisation des membranes : étude de la couche de polarisation. Thèse UER. E.N.S.C. Rennes 1, 1987.

VI

ELECTRO-ULTRAFILTRATION

T ELEMENTS DE THEORIE :

Sous l'action d'un champ électrique les ions migrent vers la cathode ou vers l'anode suivant la nature de leur charge. Ce phénomène de migration est appelé l'électrophorèse.

En ultrafiltration l'adjonction du phénomène d'électrophorèse à la convection et la diffusion permet de contrôler la formation de la couche de polarisation de concentration et de retarder la formation de la couche de gel, en agissant sur le mouvement des macromolécules chargées qui se dirigent de la membrane vers la solution. On parle alors de procédé d'électro-ultrafiltration.

a- Expression du flux - modèle du film et modèle osmotique :

Le modèle de l'écoulement à travers la membrane est décrit sur la figure VI-1. La présence du champ électrique fait apparaître un flux de migration dont le sens dépend du champ électrique.

$$J_{\text{film}} = \pm u E (C - C_m) \quad (\text{VI-1})$$

u étant la mobilité de l'ion.

A l'état stationnaire le flux convectif est équilibré par le flux diffusional et électrophorétique.

$$J_v C_m = J_v C + D \frac{dc}{dy} \pm u E (C - C_m) \quad (\text{VI-2})$$

L'intégration de cette équation sur l'épaisseur δ du film diffusional, en supposant que E , D , u sont constants, conduit à l'expression de la densité de flux de solvant.

$$J_v = k \ln \frac{(C_m - C_m)}{(C_m - C_m)} \pm u E \quad (\text{VI-3})$$

Dans le cas où il y a un gel l'équation (VI-2) devient :

$$J_v = k \ln \frac{(C_{m,1} - C_m)}{(C_m - C_m)} \pm u E \quad (VI-4)$$

La relation (VI-3) conduit à l'expression de la concentration C_m en fonction du champ appliqué.

$$C_m = (C_m - C_m) \exp [(J_v \pm u E)/k] + C_m \quad (VI-5)$$

Dans le cas où le taux de rejet est égal à 1, on obtient :

$$C_m = C_m \exp [(J_v \pm u E)/k] \quad (VI-6)$$

Suivant la valeur et le sens du champ appliqué deux (02) cas peuvent se présenter :

1^{er} cas : la direction du champ est telle qu'il tend à éloigner les solutés de la membrane; les relations VI-4 et VI-5 deviennent :

$$J_v = k \ln \frac{(C_m - C_m)}{(C_m - C_m)} + u E \quad (VI-7)$$

soit :

$$C_m = (C_m - C_m) \exp [(J_v - u E)/k] + C_m \quad (VI-8)$$

On distingue trois (03) régimes de polarisation suivant la valeur du champ appliqué (Fig. VI-2).

a) $J_v = u E$. Dans ce cas la concentration à la membrane est égale à celle de la solution. Il n'y a pas diffusion des solutés et le champ correspondant sera égal à :

$$E_{cr} = J_v/u \quad (VI-9)$$

RADOVICH [] l'a défini comme étant le champ critique. Il correspond à la limite de linéarité entre le champ électrique et l'intensité du courant.

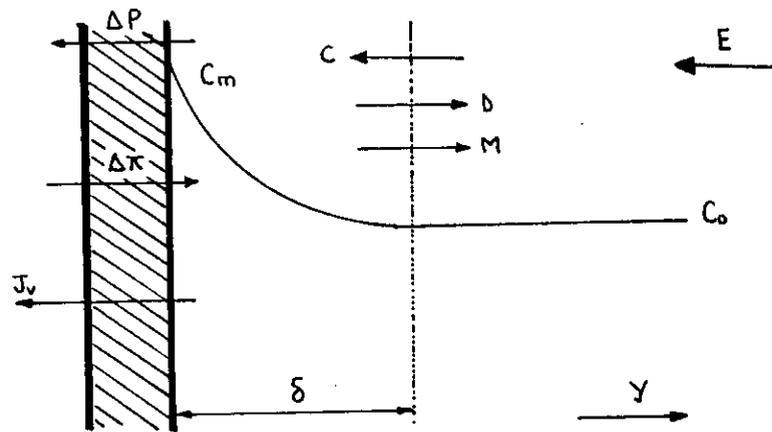


Fig. VI-1. Bilan de matière sur l'épaisseur δ du film diffusionnel.

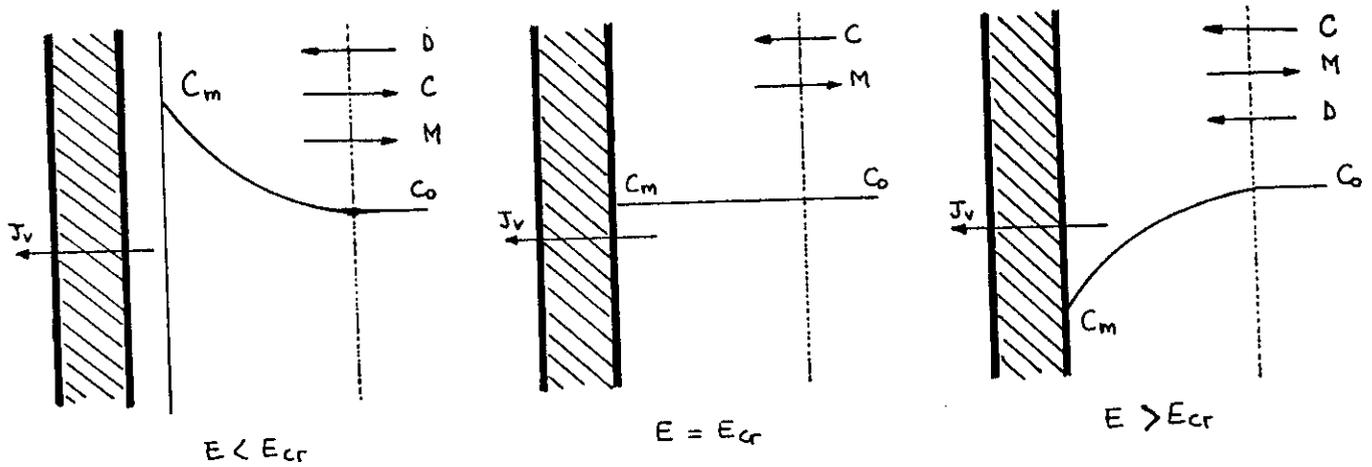


Fig. VI-2. Les différents régimes de polarisation en EUP

- D : Diffusion
- C : Convection
- M : Migration électrophoretique

Cette valeur limite dépend de la nature de la solution, du cellophane ainsi que de la nature et de la concentration des solutés.

b) $J_v > u E$. La concentration des solutés à la membrane est supérieure à celle de la solution. Le phénomène de diffusion tend à éloigner les solutés de la membrane.

c) $J_v < u E$. La concentration des solutés est minimale au voisinage de la membrane et tend vers zéro. Le phénomène tend à ramener les solutions vers la membrane.

2^{ème} cas : La direction du champ est telle qu'il tend à provoquer une accumulation de solutés vers la membrane. Dans ces conditions le phénomène de polarisation de concentration et colmatage sont accrus et le flux de perméation diminue jusqu'à atteindre une valeur limite. Le flux sera égal à :

$$J_v = k \ln \frac{(C_M - C_D)}{(C_0 - C_D)} - u E \quad \text{(VI-10)}$$

et la concentration à la membrane est :

$$C_M = (C_0 - C_D) \exp [(J_v + u E)/k] + C_D \quad \text{(VI-11)}$$

Ce cas n'a pas d'application pratique en électro-ultrafiltration.

Le taux de rejet défini dans le chapitre I est différent en présence d'un champ électrique puisque la concentration C_M est fonction de E .

Ainsi YUKAWA [] et coll. (1983) ont montré que le taux de rejet R varie avec le champ électrique et le régime d'écoulement: ils ont en parti-

culier constaté que l'effet du nombre de Reynolds sur R est d'autant plus important que Re est grand.

L'équation I-16 $J_v = (\Delta P - \Delta \Pi) / \mu R_m$ reste valable. Le champ électrique a pour effet alors de diminuer l'influence de la pression osmotique $\Delta \Pi$ en diminuant C_M ; éventuellement il intervient aussi en diminuant R_m (diminution de l'adsorption).

b) Bilan économique :

L'amélioration du flux de perméat par le champ électrique (en diminuant C_M) s'accompagne d'une augmentation du coût du procédé.

En opérant comme au chapitre V on peut déterminer la dépense par unité de temps en faisant intervenir :

- Le coût de l'énergie de pompage dû au passage du perméat à travers la membrane.

- Le coût de l'énergie de pompage pour compenser les pertes de charges.

- Le coût de l'investissement en capital.

- Le coût de l'énergie électrique dépensée dans le compartiment haute pression suite à l'application du champ électrique. ($k_e UI$)

on a alors (cf équation V-1) :

$$K = a k_c A + k_p Q_p \Delta P + k_D Q_c \Delta P_r + k_e UI \quad (VI-12)$$

Le terme à ajouter pour le coût de l'investissement en capital tient compte du fait que le prix de revient au m^2 de membrane est supérieur en présence d'un champ électrique (existence d'un générateur et cellule plus complexe).

L'analogie avec l'équation V-3 est donnée par :

$$K/Q_w = k_c \Delta P + k_c/J_v [a + k_{e2}/k_{e1}A (d/L v \Delta P_r + UI)] \quad (VI-13)$$

et on cherchera la valeur minimale de K/Q_w .

2- RESULTATS :

a- Étude de l'adsorption de la BSA sur les membranes en présence de champ électrique

Comme en l'absence du champ électrique la perméabilité de la membrane varie en fonction du temps pour atteindre une valeur limite et fonction des conditions opératoires (cf chapitre IV, Figure IV-4).

Lorsque, partant d'une membrane saturée, on réalise une opération d'électro-ultrafiltration en modifiant la valeur du champ électrique appliqué on observe les variations du flux représentées sur la figure VI-3. Au cours de cette expérience la perméabilité n'a guère varié (moins de 4 %) et le champ électrique intervient donc en diminuant la valeur de la concentration à la membrane.

b- Influence des différents paramètres ΔP , E , u , C_0 sur le flux J_v de permeat :

Nous avons étudié l'influence du champ électrique, de la vitesse de recirculation et de la concentration initiale de la solution sur les courbes $J_v = f(\Delta P)$, en partant de membranes saturées.

A titre d'exemple, nous avons représenté sur les figures VI-4, VI-5, VI-6 et VI-7 les courbes obtenues pour $C_0 = 16$ g/l avec des vitesses de

IRIS 3038
 $C_0 = 16 \text{ g/l BSA}$
 $\text{pH} = 7$; $T = 20^\circ\text{C}$
 $\Delta P = 1 \text{ bar}$; $v = 0,04 \text{ m/s}$

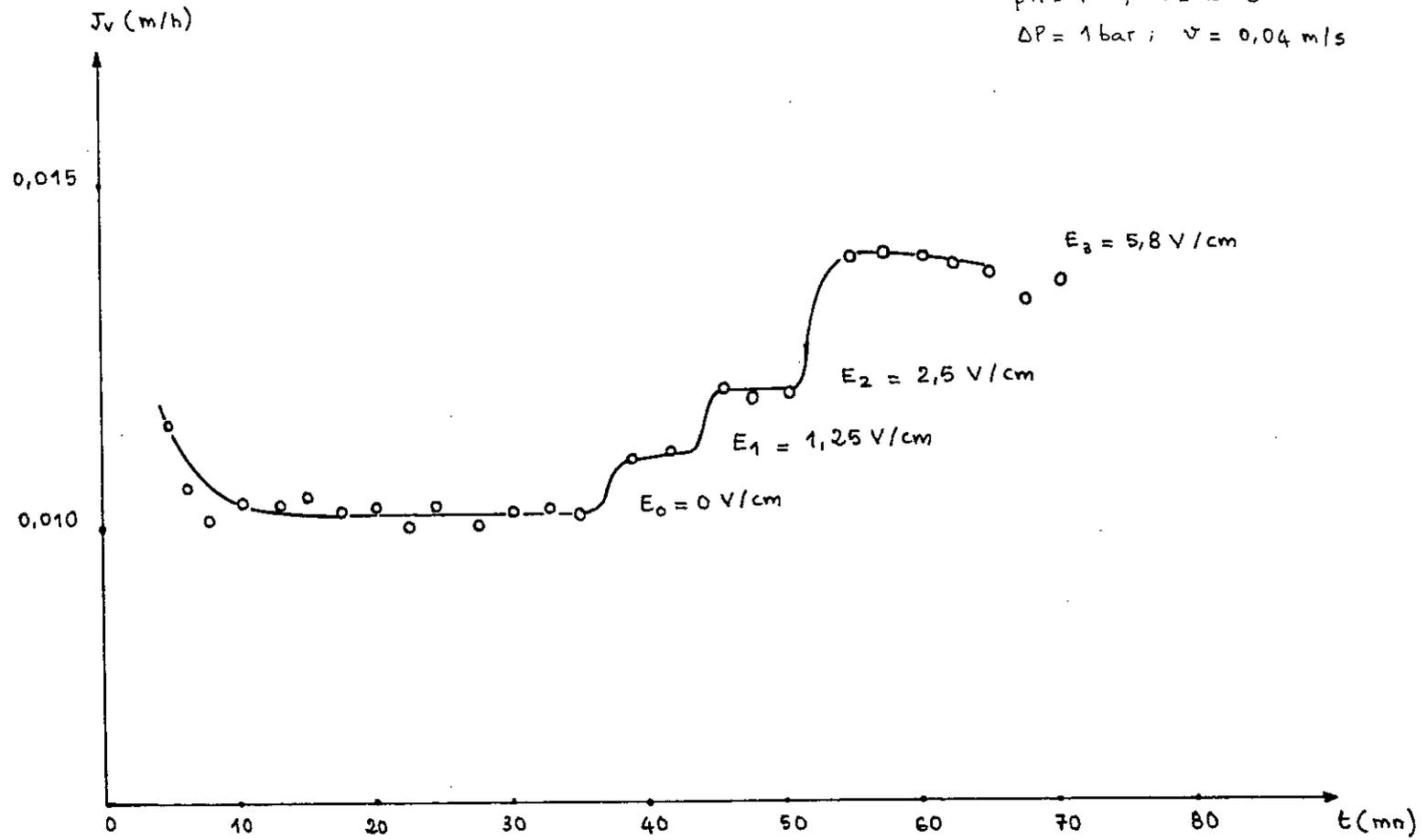


Fig.VI-3. Influence du champ électrique sur le débit de perméat.

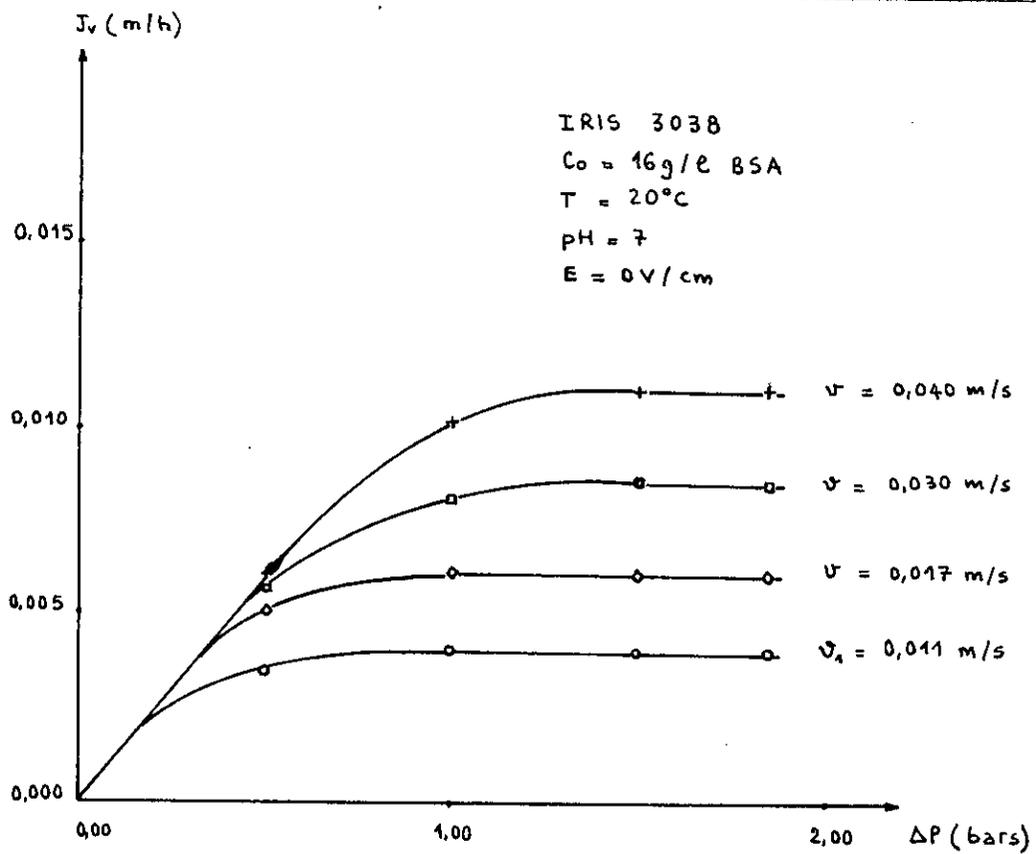


Fig. VI-4. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat. ($E=0 \text{ v/cm}$)

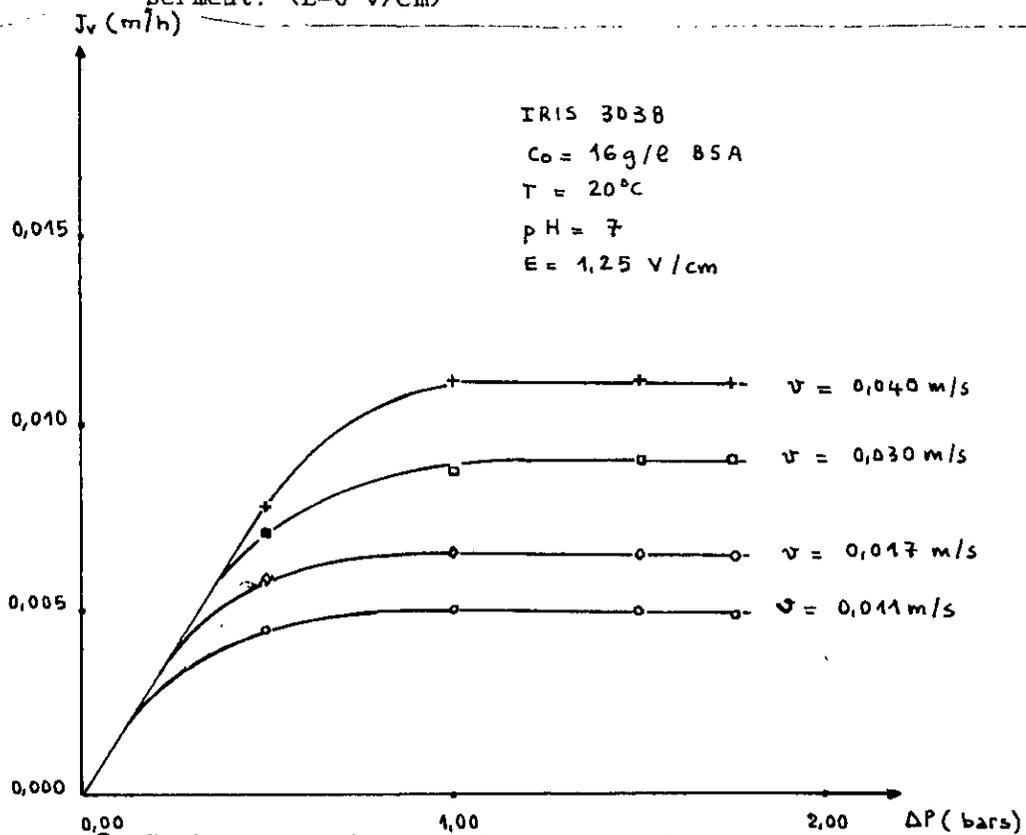


Fig. VI-5. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat. ($E=1,25 \text{ v/cm}$)

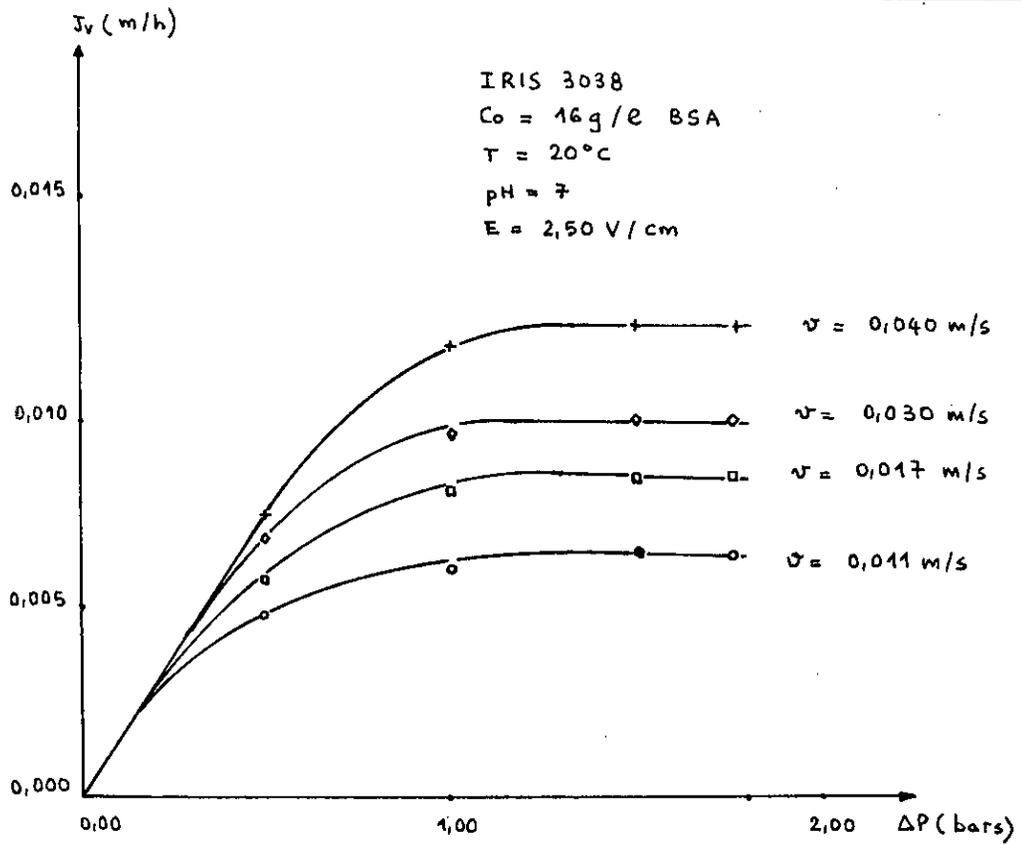


Fig. VI-6. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de J_v (m/h) perméat. ($E=2,5 \text{ v/cm}$)

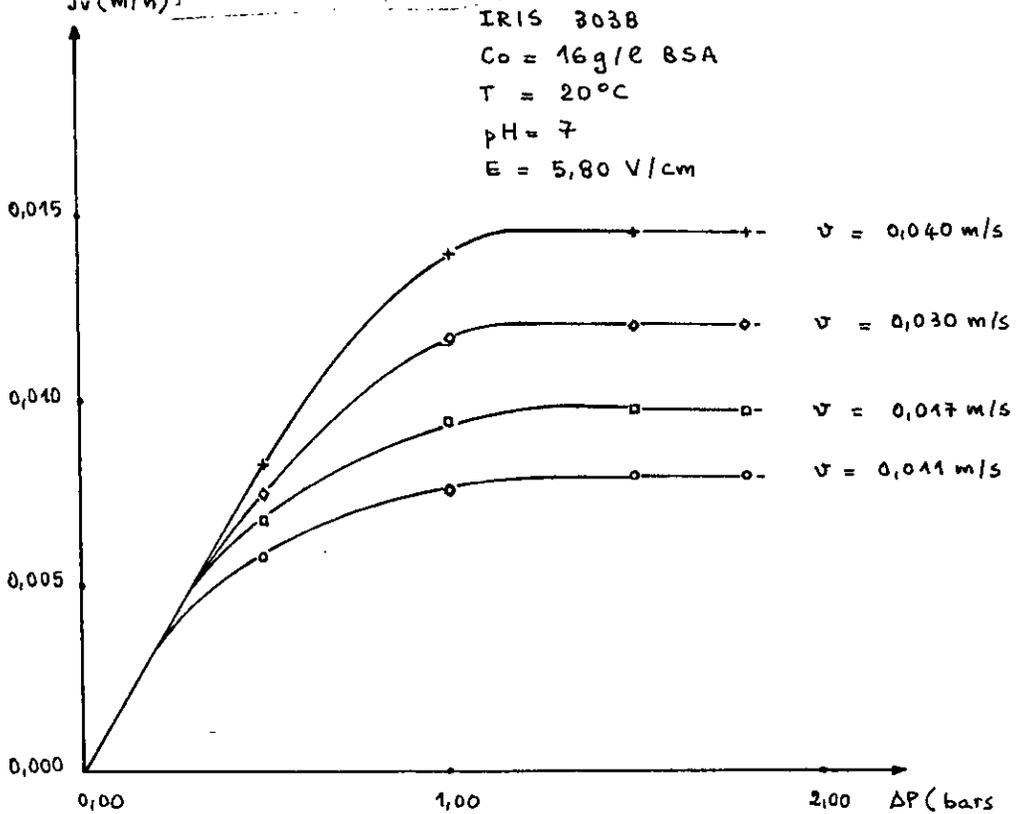


Fig. VI-7. Influence de la pression transmembranaire sur le flux de perméat. ($E=5,8 \text{ v/cm}$)

recirculation permettant d'obtenir des nombres de Reynolds compris entre 300-400 et 4000-5000 et pour des champs électriques allant de 0 à 5.8 V/cm.

Comme indiqué au paragraphe précédent le flux croît avec le champ électrique; nous n'avons cependant pas pu atteindre au cours de cette étude le champ critique, notre générateur n'étant pas assez puissant. (Figure V-8)

c- Bilan économique :

Comme dans le cas de l'ultrafiltration on recherche le minimum de K/Q_m en fonction de la vitesse de recirculation (ou de Re) pour différents ΔP et différents champs appliqués. (Figures VI-9, VI-10, VI-11) Les valeurs des coefficients k_c et k_p sont les mêmes que pour l'ultrafiltration et les calculs ont été faits en donnant à "a" les valeurs $a=1$ et $a=11$. On obtient les résultats suivants :

* Influence de ΔP :

La valeur de K/Q_m décroît avec ΔP ; bien qu'on n'ait pas atteint rigoureusement le minimum, le tassement de ces courbes lorsque ΔP est proche de 1 bar indique cependant qu'on n'en est pas très éloigné.

* Influence de la vitesse :

On observe le minimum de prix pour des valeurs du nombre de Reynolds de l'ordre de 3000 - 4000 (Fig. VI-9), ce qui est conforme aux résultats attendus.

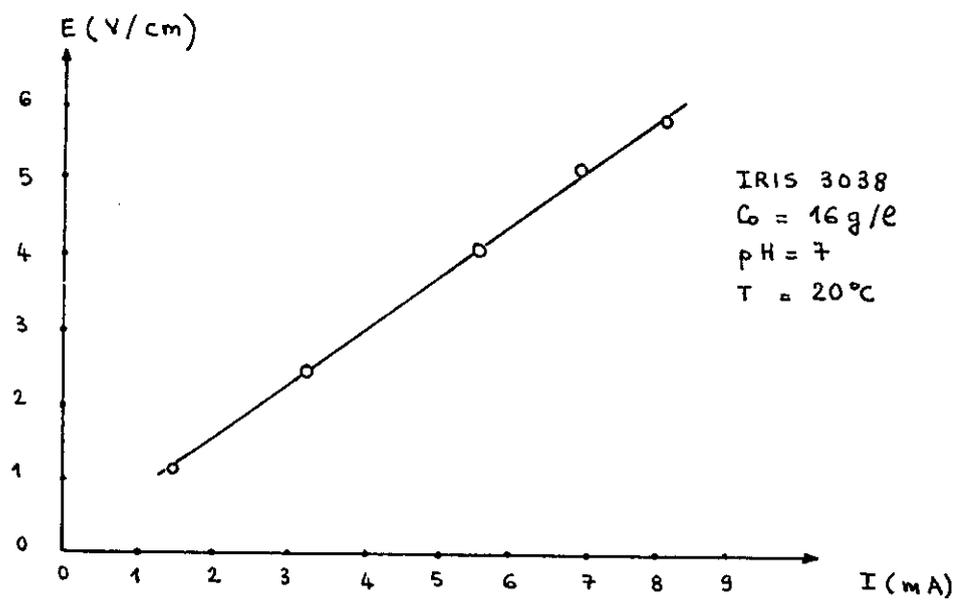


Fig.VI-8. Variation du champ électrique avec l'intensité de courant.

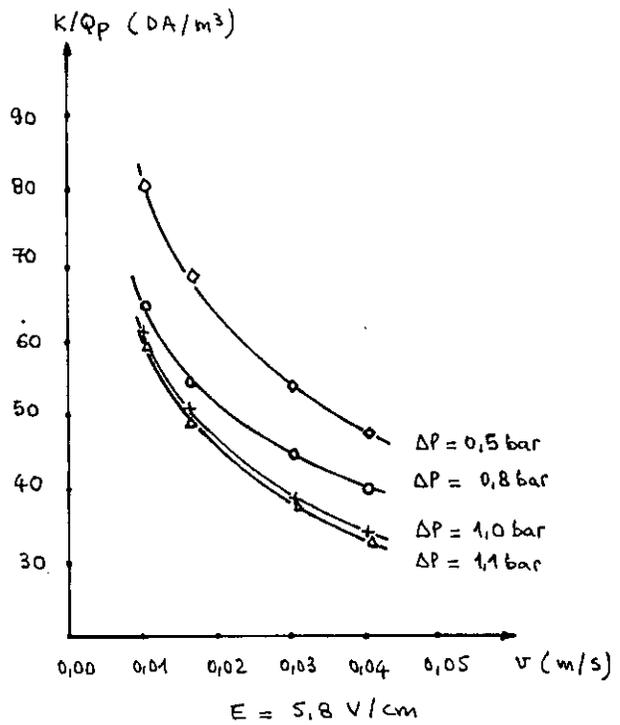
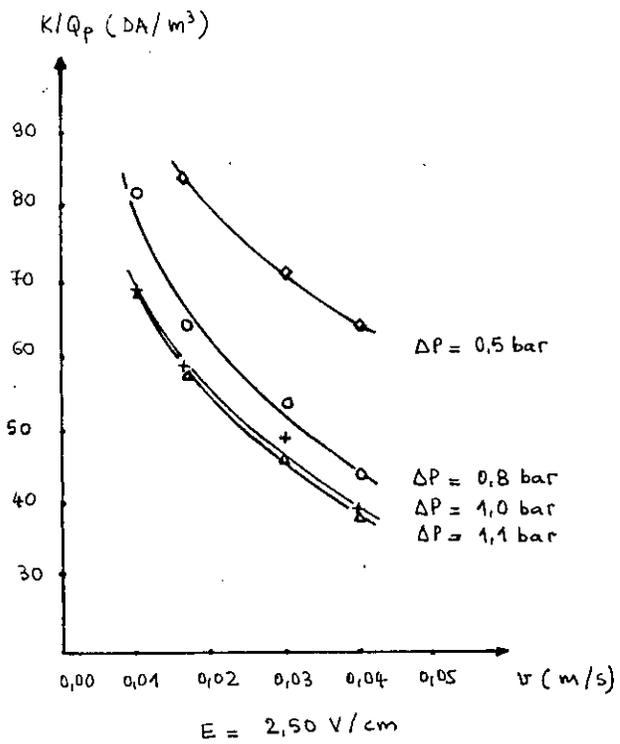
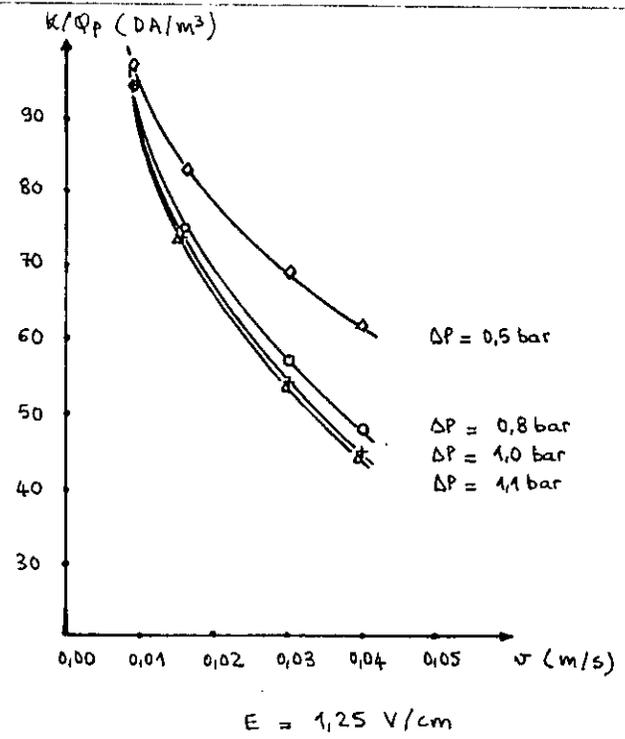
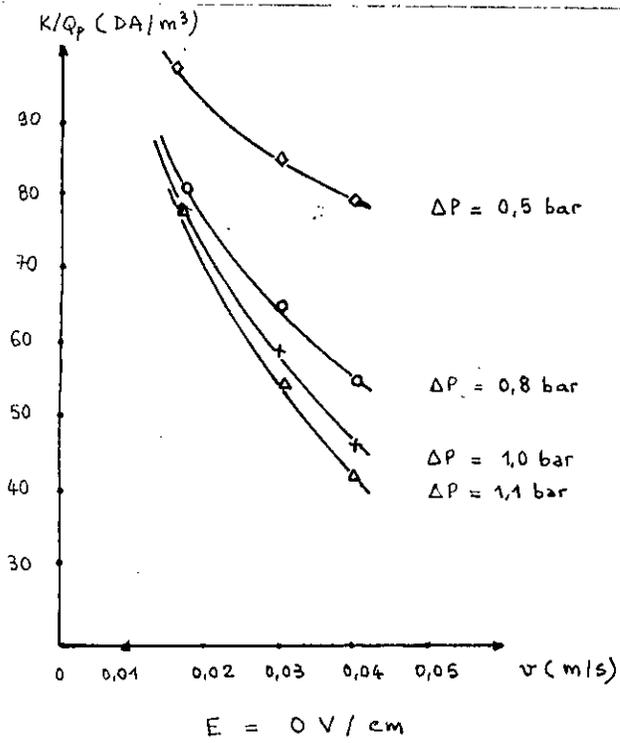


Fig.VI-9. Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour différentes pressions transmembranaires.

* Influence du champ électrique :

Comme prévu K/Q_p décroît lorsque le champ électrique augmente et nous notons un tassement des courbes pour des champs $E > 1000$ v/cm. Pour des raisons matérielles (générateur) nous n'avons pas pu atteindre la valeur minimum de K/Q_p en fonction de E . (Fig. VI-10)

* Influence de a :

Bien entendu K/Q_p croît avec a et la valeur exacte de paramètre n'est guère facile à définir puisqu'il dépend en grande partie de la différence de flux entre une cellule d'ultrafiltration et d'électro-ultrafiltration. Une valeur de l'ordre de 1.1 paraît cependant raisonnable. (Fig. VI-11).

D'une façon générale les résultats indiquent qu'on aura un minimum de prix pour ΔP proche de 1 bar, Re de l'ordre de 3000 à 4000 et un champ suffisamment important.

Peut-on en déduire que l'électro-ultrafiltration est plus économique que l'ultrafiltration ? Ce n'est pas si simple car il faut tenir compte de deux phénomènes :

a) Il ne faut pas comparer les valeurs à $E=0$ et à E élevé dans la cellule d'électro-ultrafiltration pour en déduire que l'application d'un champ électrique a de l'intérêt : il est plus facile de réaliser un canal mince dans une cellule d'ultrafiltration et il convient donc de comparer les valeurs minimales obtenues dans une cellule d'ultrafiltration optimisée et dans une cellule d'électro-ultrafiltration optimisée. Si on compare les résultats que nous avons obtenus avec nos deux cellules le prix minimum est plus facile en ultrafiltration. Il faudrait

augmenter la valeur du champ électrique et surtout optimiser le canal de notre cellule d'électro-ultrafiltration en diminuant son épaisseur.

B) Pour être économique une cellule d'électro-ultrafiltration doit, comme les cellules d'ultrafiltration, pouvoir comporter plusieurs membranes. ce n'est pas le cas actuellement.

Il convient donc d'orienter les recherches en électro-ultrafiltration vers la conception de cellules performantes susceptibles de comporter plusieurs paires de membranes avec des canaux d'épaisseur la plus faible possible. Ce n'est que lorsqu'on disposera de telles cellules qu'on pourra envisager des applications industrielles de ce procédé.

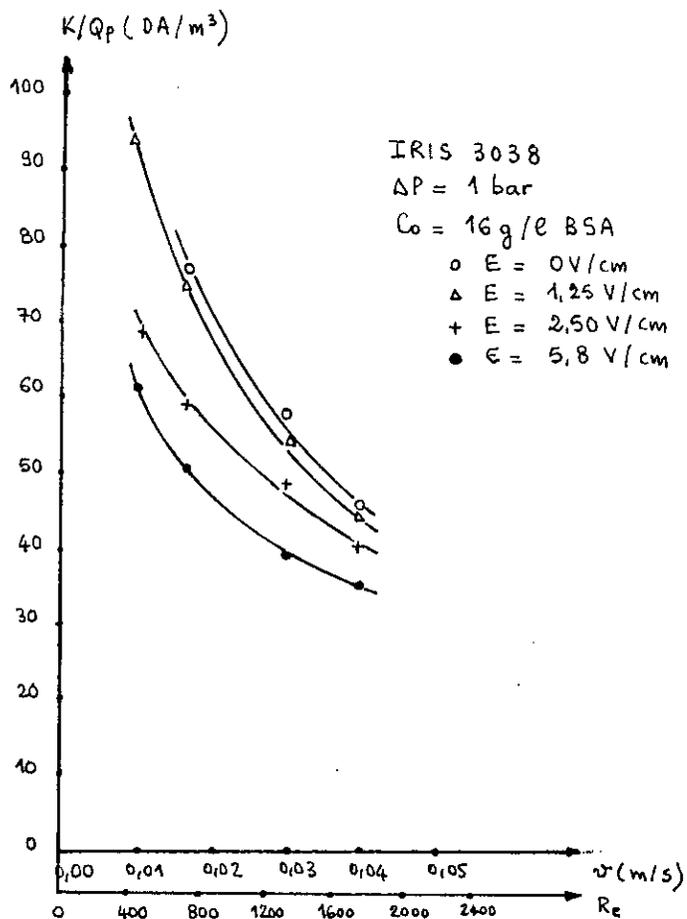


Fig. VI-10. Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour différents champs électriques.

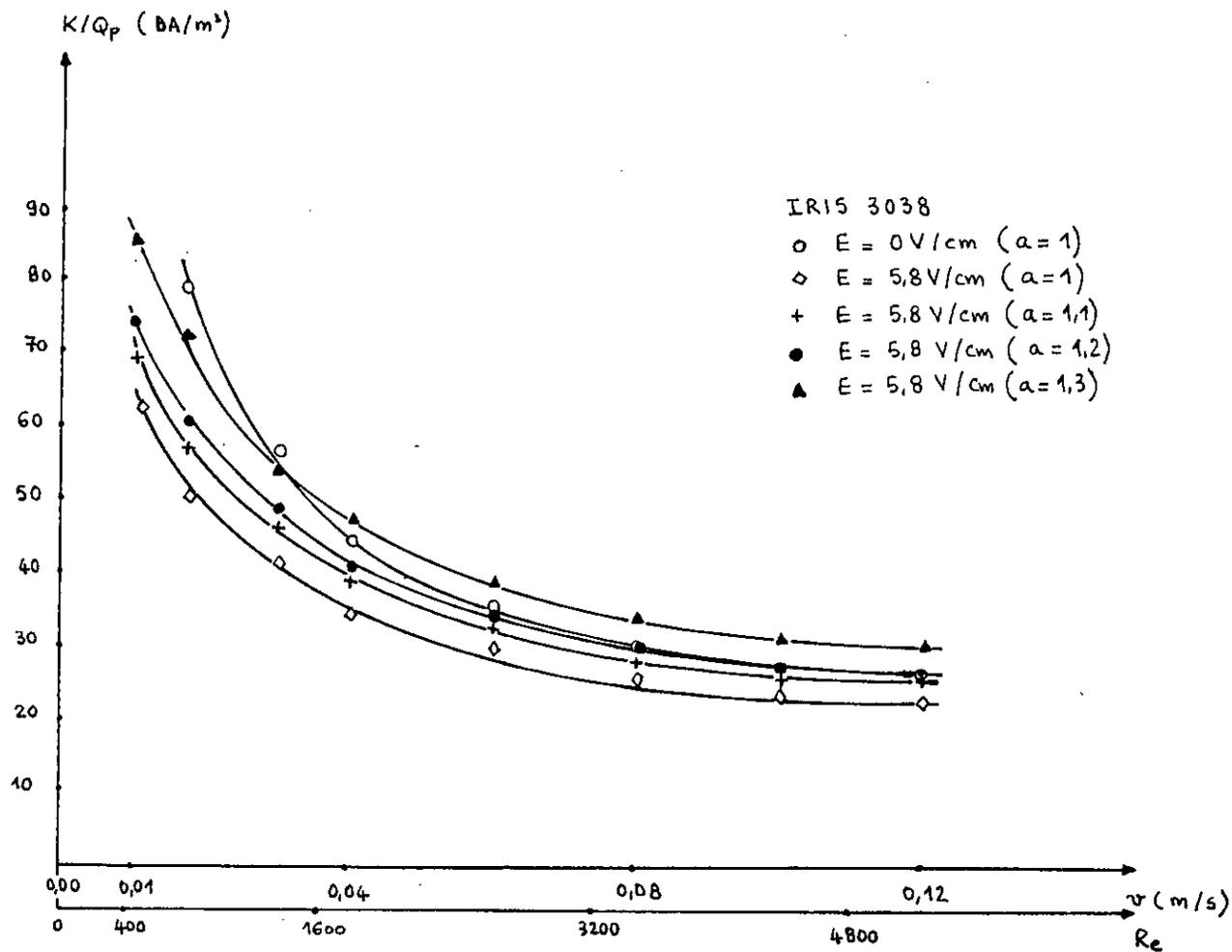


Fig. VI-11. Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération pour les différentes valeurs de α .

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- 1) H. YUKAWA, T. HOSHINO, T. KASAKOSHI, and M. HAKODA. Continuous separation of protein from colloidal solution containing several kinds of proteins with isoelectric focusing, Journal of chemical engineering of Japan, Vol. 21, N°3, pp 262 - 266, 1988.
- 2) J. M. RADOVICH, R. E. SPARKS, Electrophoretic techniques for controlling concentration polarisation in ultrafiltration. Plenum press New-York in cooper A. R. Ed. Titres membranes and applications, pp 249-268, 1976.
- 3) H. R. HERIVOLA, Influence d'un promoteur fluidisé en ultrafiltration et electro-ultrafiltration, these Docteur ingénieur, I.N.P.G 1986.
- 4) J. M. RADOVICH and B. BEHNAM. Steady-state modeling of electro-ultrafiltration at constant concentration. Separation science and technology, 20 (4), pp 315 - 329, 1985.
- 5) C. VISVANATHAN. Rôle de la fraction colloïdale et influence d'un champ électrique sur les phénomènes de colmatage en microfiltration tangentielle, these Docteur I.N.P Toulouse, 1988.
- 6) J. M. RADOVICH and I. M. CHAO. Electro-ultrafiltration of a cationic electrodeposition paint. Journal of coatings technology, Vol. 54, N°695, pp 33-40, Dec. 1982.
- 7) H. YUKAWA, K. SHIMORA, A. SUDA and A. MANIWA. Characteristics of cross flow electro-ultrafiltration for colloidal solution of protein, Journal of chemical engineering of Japan, Vol. 16 N°3 pp 246 - 248, 1983.
- 8) H. YUKAWA, K. SHIMORA, A. SUDA and A. MANIWA. cross flow electro-ultrafiltration for colloidal solution of protein, Journal of chemical engineering of Japan, Vol. 16 N°4 pp 305 - 311, 1983.

- 9) D.VIVONI, P.AIMAR,V.SANCHEZ, Modification de la polarisation de concentration en UF par l'action d'un champ electrique,Filtra, pp.321-333. 1986.

Conclusion Générale

Le travail présenté porte sur l'utilisation de promoteur de turbulence et de champ électrique lors de l'ultrafiltration de solution modèle de Bovine Serum Albumine.

Deux types de promoteurs de turbulences ont été utilisés : d'une part une grille en métal déployée et d'autre part une plaque en aluminium uniformément trouée sur sa surface . Les deux promoteurs sont placés dans une cellule plane à une certaine distance de la membrane organique IRIS 3038.

Nous avons montré que l'emploi de la grille déployée lors de l'ultrafiltration de solution de BSA augmente de façon significative le flux de perméat, mais en contre partie augmente les pertes de charge en comparaison avec la cellule sans promoteur. Par contre , la plaque percée de trous augmente les pertes de charge tout en diminuant le flux de perméat .Ce dernier promoteur s'est avéré non efficace aux conditions opératoires.

Nous avons constaté que la concentration de gel dépend de la nature de la membrane mais pas de la présence ou non de promoteur de turbulence, et ce en concordance avec les résultats des travaux de certains auteurs.

L'étude économique a révélé que le promoteur de turbulence, grille déployée, contribue à la diminution du coût global de l'opération. Toutefois, cette réduction du coût devra être confirmée en opérant pendant une période plus longue, ce qui permettrait d'avoir une meilleure estimation du coût économique.

Nous avons montré aussi que l'épaisseur de la veine du fluide entraîne une diminution du flux de perméat et une diminution des pertes de charge .Une étude économique a montré que l'épaisseur de 2mm correspond à l'optimum du coût global de l'opération avec et sans promoteur de turbulence .

Selon les prix actuels des membranes d'ultrafiltration ,les membranes organiques paraissent plus intéressantes économiquement que les membranes minérales.

Enfin. nous avons montré que le champ électrique apporte une amélioration du flux de perméat .Le prix optimum pourra être atteint avec une pression de 1 bar et un nombre de Reynolds compris entre 3000 et 4000.

Cette étude qui n'a constitué qu'une première approche de l'incidence du champ électrique sur les performances de l'ultrafiltration peut être poursuivie par d'autres travaux qui s'intéresseront à la conception de cellules performantes susceptibles de comporter plusieurs paires de membranes avec des canaux d'épaisseur la plus faible possible.