

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
 MINISTERE AUX UNIVERSITES ET LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER

GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة
 Ecole Nationale Polytechnique

These

présentée par

Djamel Abdessamed

pour l'obtention du Diplôme de Magister
 en Génie de l'Environnement

THEME

**VALORISATION ET TRAITEMENT DES EAUX
 DE LAVAGE DE POISSONNERIE
 PAR ULTRAFILTRATION**

soutenue devant le jury

Pr R. BELABBES (ENP).....Président
 Dr. N. MAMERI (ENP).....Rapporteur
 M.C. K. MOUSSAOUI (ENP).....Examinatrice
 M.C. T. CHARIF (USTHB).....Examinateur
 CC A. BENSMAILI (USTHB).....Examinatrice
 Mr S. MENAD (S/D Environn.)....Invité

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE AUX UNIVERSITES ET LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER

GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

These

présentée par

Djamel Abdesselmed

pour l'obtention du Diplôme de Magister
en Génie de l'Environnement

THEME

**VALORISATION ET TRAITEMENT DES EAUX
DE LAVAGE DE POISSONNERIE
PAR ULTRAFILTRATION**

soutenue devant le jury

Pr R. BELABBES (ENP).....Président
Dr. N. MAMERI (ENP).....Rapporteur
Mc. K. MOUSSAOUI (ENP).....Examinatrice
Mc T. CHARIF (USTHB).....Examinateur
CC A. BENSMAILI (USTHB).....Examinatrice
Mr S. MENAD (S/D Environn.).....Invité

A

*Mes parents qui ont consenti beaucoup de sacrifice à
mon égard*

Mes deux frères Joufik et Nabil

Tous les membres de la famille

Tous mes amis

Avant propos

Ce travail a été réalisé au niveau du laboratoire de Biotechnologies de l'École Nationale Polytechnique d'ALGER

Je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance et gratitude envers mon Directeur de thèse Dr N. MAMERI pour avoir proposé et dirigé ce travail avec un grand intérêt et pour sa constante disponibilité .

Je remercie le Professeur R.BELABBES de l'École Nationale Polytechnique d'Alger d'avoir accepté la présidence de mon jury de thèse.

Mes remerciements vont à Madame K.MOUSSAOUI Maître de Conférences à l'ENP d'Alger , à Monsieur T. CHARIF , à Mademoiselle A. BENSMAILI respectivement Maître de Conférences et Chargé de cours à l'USTHB

Je tiens à remercier Mr, A. CHERGUI pour ses précieuses aides et sans oublier mes camarades de laboratoire BENHABLES , AIT MOHAMED, HALLET , YEDDOU pour la bonne ambiance régné au laboratoire.

Enfin , je tiens à exprimer ma reconnaissance à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION

Le problème de la pollution du littoral Algérien par les rejets des industries agro-alimentaires se pose avec acuité. L'une des industries considérées comme parmi les plus polluantes est l'industrie halieutique.

En effet , les industries de transformation de poisson consomment de très grandes quantités d'eau , se traduisant par des rejets fortement pollués.

Le lavage des poissons a pour but d'éliminer les composés aromatiques . le sang . les lipides , les pigments . les acides aminés , les enzymes (protéases) et les substances pouvant dégrader la chair à l'état congelé , ainsi que les protéines sarcoplasmiques solubles qui sont défavorables à la gélification .

Les protéines solubles représentent environ 25 % de la masse protéique totale du poisson . Elles sont actuellement perdues dans les eaux de lavage .

La concentration des protéines dans les eaux de lavage de poissonnerie est faible pour être récupérées par les procédés classiques tels que l'évaporation , séchage , centrifugation.

Une voie prometteuse pour concentrer des protéines sans dommage est née , telles que les méthodes de concentration physiques des protéines thermosensibles.

- la lyophilisation non rentable économiquement pour les solutions diluées .

- l'ultracentrifugation caractérisée par son coût trop élevé d'exploitation.

- l'ultrafiltration procédé de séparation mécano-membranaire permettant de concentrer ou de séparer des macromolécules à température ambiante . Le produit concentré reste sous forme liquide.

C'est sur ce dernier procédé que s'est porté notre choix : le process d'ultrafiltration .

L'épuration ou la valorisation des eaux de lavage de poissonnerie par voie d'ultrafiltration est intéressante sur plusieurs points de vue et permet de:

- gérer la consommation en eau propre telle qu'une étude de l'efficacité du procédé de lavage en utilisant des procédés en continu de lavage conventionnel ou à contre courant , un recyclage des eaux de lavage ultrafiltrées est à envisager.

- d'améliorer le rendement de la chaîne de production en réintroduisant certaines protéines solubles récupérées à partir des eaux du premier lavage riches en protéines .

- valoriser les protéines solubles concentrées en trouvant des applications commerciales .

Pour la seule usine de DELLYS plus de 45 tonnes /an de protéines solubles peuvent être récupérées et orientées vers l'industrie de l'alimentation animale .

Le travail présenté dans ce mémoire comporte quatre chapitres:

- Au premier chapitre , nous procédons à une mise en revue bibliographique des études antérieures des procédés de traitement ou de récupération des protéines solubles des eaux de lavage de poissonnerie.

De même des notions sur l'ultrafiltration et sur les eaux de lavage de poissonnerie sont brièvement représentées .

- Au deuxième chapitre , le matériel et les méthodes utilisées lors de l'ultrafiltration d'une eau de lavage de poissonnerie sont présentées .

- Au troisième chapitre , nous étudions l'influence des paramètres hydrodynamiques de quatre membranes testées . suivi d'une étude économique puis procéder à des essais de concentration , une

comparaison des performances de l'ultrafiltration à un facteur de concentration volumique de l'ordre de 10 pour la membrane CERAVÉR et à un facteur de concentration volumique de l'ordre de 4 pour la membrane PCI a été menée .

Enfin , dans ce chapitre , une étude de taux de rejet observé en fonction des paramètres opératoires des deux membranes est présentée .

Le quatrième chapitre est consacré à l'étude de la régénération des membranes utilisées .

SOMMAIRE

INTRODUCTION

CHAPITRE UN : REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

1.1	Les Études Antérieures des eaux de lavage de Poissonnerie	1
1.1.1	Boues activées , Flottation	1
1.1.2	Électrocoagulation	1
1.1.3	Complexation	2
1.1.4.	Précipitation , Variation du pH	2
1.1.5	Coagulation par la chaleur.	2
1.1.6	Ultrafiltration des effluents de transformation des produits de la pêche.	3
1.1.7	Ultrafiltration des protéines solubles de poisson	5
1.2	Notions sur l'ultrafiltration	11
1.2.1	Définition de l'ultrafiltration.	11
1.2.2	Taux de rejet d'une membrane d'ultrafiltration.	13
1.2.3	Domaines industriels utilisateurs de l'ultrafiltration et de microfiltration	15
1.2.4	Membranes d'ultrafiltration	17
	i) Membranes homogènes	17
	ii) Membranes asymétriques	17
	iii) Membranes composites	17
1.2.5	Modules et Systèmes	17
	i) Modules	17
	ii) Systèmes	18
1.2.6	Mécanismes de transfert mis en jeu en ultrafiltration	19
1.2.6.1	Modele de pores	19
1.2.6.2	Phénomène de Polarisation et de concentration	21
	i) Modè le de film	21
	ii) Modèle du gel	23
	iii) Modèle de la pression osmotique	24
1.2.6.3.	Encrassement des membranes	25
	i) L'adsorption	25
	ii) La gélification précipitation	26
	iii) Dépôts de matières en suspension	27
1.2.7	AMELIORATION DU FLUX DE PERMEAT PAR L'EMPLOI DES PROMOTEURS DE TURBULENCE	27
1.2.7.1	Promoteurs Fixes.	28
1.2.7.2	Promoteurs Mobiles.	29
1.2.7.3	Débits pulsés	29
1.2.7.4	Ultrasons	29
1.2.7.5	Electro-ultrafiltration.	30
1.3	LES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE	32
1.3.1	Caractéristiques de l'eau de lavage de poissonnerie .	32
1.3.2	Composition en protéines des eaux de lavage de poissonnerie	33
1.3.3	L'industrie halieutique	33
1.3.3.1	Introduction	34
1.3.3.2	L'industrie halieutique en Algérie	34
)Préambule	34
	i)Les étapes de traitement de Poisson	37
	ii)L'eau dans la chaîne de fabrication	37

CHAPITRE DEUX : MATERIEL ET METHODES

2.1	ANALYSES DE L'ÉCHANTILLON	40
2.2	PRETRAITEMENT DE L'ECHANTILLON	41
2.3	DISPOSITIF DE L'ULTRAFILTRATION	41
2.3.1	Premier dispositif	43
2.3.1.1	Modes Opératoires	43
	i) Le tracé de la courbe solvant pour une membrane neuve	43
	ii) Essai d'adsorption	43
	ii) Tracé des courbes de polarisation	43
	iii) Essai de concentration	44
2.3.2	Deuxième Dispositif	44
2.3.2.1.	Modes opératoires	50
	i) Contrôle de perméabilité	50
	ii) Essai de concentration	50
	iii) Courbes de polarisation	51
2.4	LES MEMBRANES D'ULTRAFILTRATION	52
2.4.1	Membranes minérales	52
2.4.1.1	Membranes cramique multicanal (CERAVER)	52
2.4.1.2	Membranes CARBOSEP TECHSEP M4	55
2.4.2	Membranes organiques	55
2.4.2.1	Membranes IRIS 3038 (RHONE POULENC)	55
2.4.2.2.	Membrane PCI	56
2.5.	LES DIFFÉRENTS TYPES DE MODULES UTILISÉS	57
2.5.1	Le module CERAVER TUBULAIRE	57
2.5.2	Module PCI tubulaire	57
2.5.3	Module plan	60
2.5.4	Module de la membrane CARBOSEP TECHSEP M4	60

CHAPITRE TROIS: RÉSULTATS ET INTPRÉTATIONS

3.1	ÉTUDE DE L'INFLUENCE DES PARAMTRES HYDRODYNAMIQUES. SUR LES PERFORMANCES DE L'ULTRAFILTRATION.	63
3.1.1.	MEMBRANE IRIS 3038	63
3.1.1.1.	Influence de l'épaisseur de la veine fluide	64
3.1.1.2.	Influence du promoteur de turbulence	67
3.1.2.	MEMBRANE TECHSEP M4	70
3.1.2.1	Influence de la vitesse de recirculation et de lapression transmembranaire sur le flux de perméat.	70
3.1.2.2.	Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge	72
3.1.3.	MEMBRANE CERAVER	73
3.1.3.1.	Courbe de polarisation a $c_0 = 5g/l$.	73
3.1.3.2.	Influence de débit de recirculation sur les pertes de charge	73
3.1.4	Membrane PCI	76
3.1.4.1	Courbe de polarisation à $c_0 = 5 g/l$	76
3.1.4.2	Évolution des pertes de charge avec le débit de recirculation.	76
3.2.	CRITERES D'OPTIMISATION	79
3.2.1	Bilans économiques	81
3.2.1.1	Membrane IRIS 3038	81
	i) Étude sans promoteur	81
	ii) Étude avec promoteur	81

3.2.1.2	Membrane TECHSEP M4	86
3.2.1.3.	Membrane CERAVER	88
3.2.1.4.	Membrane PCI	90
3.3.	ÉTUDE DES ESSAIS DE CONCENTRATION	92
3.3.1	Membrane IRIS 3038	92
3.3.2	Membrane TECHSEP M4	92
3.3.3.	Membrane CERAVER	95
3.3.4	Membrane PCI	99
3.4	ÉTUDE DES PERFORMANCES DE L'ULTRAFILTRATION A FCV=10 (Co =35 g/l) DE LA MEMBRANE CER VER ET A FCV= 4 DE LA MEMBRANE PCI	102
3.4.1	Courbes de polarisation à Co = 35 g/l	102
3.4.2	Courbe de Polarisation à Co = 18 g/l	105
3.5	BILAN ÉCONOMIQUE	108
3.5.1	Membrane CERAVER	108
3.5.2	Membrane PCI	108
3.6	ÉTUDE DE TAUX DE REJET OBSERVÉ EN FONCTION DES PARAMETRES OPÉRATOIRES.	112
3.6.1	Membrane CERAVER	112
3.6.1.1	Évolution du taux de rejet observé lors de l'essai de concentration.	112
3.6.1.2	Évolution du taux de rejet observé avec la pressiontransmembranaire	112
3.6.1.3	Évolution du taux de rejet observé avec la vitesse derocirculation	112
3.6.2	Membrane PCI	115
3.6.2.1	Évolution du taux de rejet observé lors de l'essai deconcentration.	115
3.6.2.2	Évolution du taux de rejet observé avec la pressiontransmembranaire	115
3.6.2.3.	Évolution du taux de rejet observé avec la vitesse derocirculation	115
3.7	IMPACT DU PROCEDE SUR L' ENVIRONNEMENT	
CHAPITRE QUATRE RÉGÉNÉRATION DES MEMBRANES		
4.1	INTRODUCTION	118
4.2	ÉTUDES ANTÉRIEURES SUR LA RÉGÉNÉRATION DES MEMBRANES .	
	i) Membrane minérales	119
	ii) Membranes organiques	120
4.3	NETTOYAGE DES MEMBRANES APRES ULTRAFILTRATION DE L'EFFLUENT DE POISSONNERIE .	123
4.3.1.	Membrane minérales	124
	i) Membrane CERAVER	123
	ii) Membrane CARBOSEP - TECHSEP M4	124
4.3.2.	Membranes organiques	125
4.4	FRÉQUENCE DE NETTOYAGE	126

CONCLUSION

CHAPITRE UN

REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

1.1. LES ÉTUDES ANTÉRIEURES SUR LES PROCÉDÉS DE TRAITEMENT & DE RÉCUPÉRATION DES PROTÉINES SOLUBLES DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE.

Actuellement , il existe différents procédés de traitement ou de récupération des protéines solubles dans les eaux de lavage de poissonnerie.

1.1.1 BOUES ACTIVÉES , FLOTTATION .

Toutes les eaux résiduaires de l'industrie alimentaire possèdent des caractéristiques communes telles que :

- Une pollution essentiellement organique et biodégradable .
- Une tendance générale à l'acidification et à la fermentation.

En 1984 , LEE [1] considère les rejets de poissonnerie comme des eaux usées traitées par le système d'épuration à boues activées .

En 1985 , SATOCHI et Coll.[2] mentionne que la séparation des protéines s'effectue en utilisant une floculation suivie de la technique de flottation avec un système de soutirage des boues par écrémage .

1.1.2 ÉLECTROCOAGULATION

En 1982 , WATANABE et Coll.[3] ont procédé à des expériences sur des protéines de poisson en utilisant la technique d'électrocoagulation .

Il a placé plusieurs anodes de l'eau de lavage et comme cathode le réservoir de collecte . La tension imposée entre les électrodes a pour effet de neutraliser les charges électriques des protéines . Les microbulles générées par l'électrolyse permettent de récupérer par écrémage les protéines agglomérées.

En 1982 , HASEGAWA et Coll.[4] ont révélé que , sous certaines conditions de pH , de température et de concentration en protéines,

l'efficacité du procédé d'électrocoagulation peut atteindre 71 à 81%

1.1.3. COMPLEXATION

En 1970 , SPINELLI et Coll. [5] se sont penchés au problème de la récupération des protéines sarcoplasmiques de poisson .

Il y a formation des complexes protéines-phosphates en milieu acide . Les protéines complexées sont formées par la réaction d'un (1) % de la solution de protéines sarcoplasmiques de poisson à pH compris entre 2 et 4, concentration de phosphates autour de 0,005 et 0,05 sur IPA "*precipitated control protein*." les protéines complexées conservent leurs qualités nutritionnelles.

1.1.4 PRÉCIPITATION , VARIATION DU PH

En 1983 , NISHIOKA et SHIMIZU [6] se sont intéressés à la précipitation des protéines solubles de poisson par variation du pH de la solution .

La quantité maximale de précipitation est obtenue en changeant le pH à partir de 7 jusqu'à 4 et entre 7 et 9 .

A des pH >12 ou pH < 4 , les protéines sont dénaturées et affectent la qualité du SURUMI.

Le taux de récupération des protéines est plus élevé pour les poissons à chair rouge (>90 %) que les poissons à chair blanche (> 70 %) .

1.1.5. COAGULATION PAR LA CHALEUR

En 1980 , des chercheurs japonais [7] ont mentionné qu'il était possible d'augmenter le rendement de production de KAMABOKO (dérivé de SURIMI) en dénaturant les protéines solubles par la chaleur ($90^{\circ}C$ pendant 5 minutes) .

Par le procédé de centrifugation , le coagulum est récupéré , et réinjecté dans le procédé de fabrication .

En 1985 , ces mêmes chercheurs [8] ont porté leurs études sur les eaux de lavage de poisson à chair rouge , à pH = 10 , une fraction pigmentée précipite, le pH est ensuite porté à 5 à température T=80 °C.

Ces protéines coagulées , additionnées au SURIMI en proportion de 10 % n'affectent pas sa qualité .

Par cette méthode , ils obtiennent un abattement de la charge polluante de 30 % .

1.6. ULTRAFILTRATION DES EFFLUENTS DE TRANSFORMATION DES PRODUITS DE LA PÊCHE.

En 1980 , CHAO et Coll. [9] ont réalisé des essais sur des effluents de cuisson de crabe bleu . L'essai d'ultrafiltration est effectué dans des modules ROMICON à fibres PM 50 (Seuil de coupure 100.000 Daltons) .

Le flux de perméat décroît de 62 à 27 l/h m² après 3 heures de fonctionnement le facteur de concentration est de 10 , la température est de 51 °C avec une pression transmembranaire moyenne de 1,44 bars . La DBO₅ est réduite de 65 % environ .

En 1983 , d'autres résultats viennent compléter l'étude précédente [10] en procédant à des essais sur d'autres effluents (eau de lavage de poissons haché et de coquilles Saint Jaques , décaillés de poisson et de cuisson des pinces de crabes) en utilisant d'autres membranes avec des seuils de coupure de 30.000, 100.000 , 5.000 , et 500 Daltons .

Les flux de perméat sont de l'ordre de 10 à 20 l/h m² à température ambiante. Le taux de rétention des matières organiques essentiellement des protéines se situe entre 40 et 99 % suivant le couple effluent-membrane mis en jeu .

En 1984 , BIN ABU et Coll. [11] ont porté leur étude sur la clarification d'eaux servant au transfert hydraulique de hareng (menhaden) par le procédé d'ultrafiltration .

Cet essai a été réalisé avec des membranes AMICON DIAFLO PM 10 (Seuil de coupure de 10.000 D). On obtient un débit de perméat de 26 l/h m² , la DBO₅ est réduite de 98 %.

En 1985 , CHEN et ZALL [12] ont réalisé des essais de concentration et de fractionnement des protéines de viscères de clam par ultrafiltration avec un système AMICON TCF 10 équipé de membranes PM 10 , PM30 , PM30 , XM50 , à 2 et 20 °C. Au début de l'opération , les débits de perméat. se situent entre 60 et 170 l/h m² .

En 1985 , ALMAS [13] relate l'emploi de l'ultrafiltration pour le traitement des eaux de cuisson de crevettes et pour régénérer des saumures de conservation de poissons à bord des bateaux de pêche .

Des essais de traitement d'eaux de cuisson de Krill sont effectués par les différents procédés à membrane (microfiltration tangentielle , ultrafiltration, osmose inverse) .

L'auteur mentionne également la concentration de la pepsine par ultrafiltration d'autolysats de viscères de morue .

En 1985 , un appareil de microfiltration tangentielle IMECA (équipé de membranes céramiques SCT Membralox 0,2 µm) est mis au point à la compagnie de transformation des produits de la pêche de BOULOGNE SUR MER (France) dans le but de purifier avant séchage par atomisation .

En 1986 , EGOROVA et Coll.[14] ont porté leur étude sur la purification des eaux de décongélation de poisson par le procédé d'ultrafiltration.

Ces essais ont été réalisés sur des membranes tubulaires en acétate de cellulose, les densités des flux de perméat sont de l'ordre de 55 l/h m² sous 2,5 bars avec une vitesse moyenne d'écoulement dans les tubes de 5m/s.

En 1987 VEGA et Coll. [15] se sont intéressés au fractionnement des protéines de poisson par le procédé d'ultrafiltration . La fraction des protéines solubles est obtenue par hydrolyse enzymatique des abats de la morue .

Les essais ont été menés successivement avec des membranes organiques tubulaires PCI de type :

- FP	de seuil de coupure	100.000 Daltons
- B X 6	de seuil de coupure	25.000 Daltons
- B X 64	de seuil de coupure	6.000 Daltons
- T2/ A	de seuil de coupure	2.000 Daltons

Le Tableau 1 résume les différentes études antérieures sur l'ultrafiltration des effluents de transformation des produits de la pêche .

1.1.7 ULTRAFILTRATION DES PROTÉINES SOLUBLES DE POISSON

Les premières recherches ont été menées en 1979 au Japon dans le cadre de la récupération des protéines solubles de poisson par le procédé à membrane d'ultrafiltration des protéines solubles dans les eaux de lavage du procédé de fabrication du SURIMI .

En 1984 MIYATA [16] a réalisé 80 essais de traitement d'eaux de premier lavage de poisson à chair rouge (maquereaux , sardines) contenant 2 à 9 g/l de protéines solubles .

Pour ce faire , il a utilisé des membranes en acétate de cellulose de type enrobées sur des tubes de diamètre extérieur de 11,1 mm sur une surface membranaire de 0.18 m² et de pression transmembranaire moyenne de $\Delta P = 4,9 \text{ bars}$ avec un taux de récupération des protéines de l'ordre de 90 %.

Initialement , la densité du flux de perméat est 40 l/h M² à température inférieure à 10 °C .

Tableau 1. Différentes études antérieures sur l'ultrafiltration des effluents de transformation des produits de la pêche

		CHAO et Coll 1980 Japon	CHAO et Coll 1983 Japon	BIN-ABU et Coll 1984	CHEN et ZALL 1985 USA	EGOROVA Chercheurs Russes 1986
Type d'effluent		Cuisson	Lavage , Cuisson	Servant de transfert Hydraulique	-	De- congélation
Espèces		Crabe bleu	Poisson haché , Coquilles S ^t Jaques , Ecaillage de poisson. Pincés de crabes			
Appareillage	Module	ROHICON Fibre s. Creuses	-	-	-	-
	Membrane	Sc 50.000	Sc 30.000 Sc 10.000 Sc 5000 Sc 500	AMICON DIAFLO Sc 10.000	AMICON TCF 10 PM10,PM30, IM50	Acétate Cellulose
Conditions Opératoires	DP _m Bar	1,44	-	-	-	2.5
	U m/s	-	-	-	-	5
	V l	200	-	-	-	-
	PCV	10	-	-	-	-
	Durée h	3	-	-	-	-
	T ° C	51	20	-	2 et 20	
Performances	Ji l/hm ²	62	10-20	26	60-170	55
	J l/hm ²	27	/	/	30-50	
	TR %	/	40-99	/	/	

L'élimination de la graisse et des matières en suspension dans les eaux de lavage a été effectuée par le procédé de centrifugation avant d'entamer l'ultrafiltration proprement dite .

En 1984 , GREEN et Coll.[17] ont porté leur étude sur les eaux du premier lavage de chair hachée de hareng (Menhaden) .

L'unité d'ultrafiltration comporte des fibres (ROMICON , 50.000 D) agencées en série . L'article livre peu de renseignements sur les conditions opératoires et les performances . Le taux de récupération de protéines solubles est de 73 % .

Ces chercheurs voulaient réduire les besoins en eau du procédé en recyclant les eaux de lavage après ultrafiltration avec une éventualité d'un traitement complémentaire du perméat avant recyclage sur disques biologiques rotatifs .

En 1985 , NINOMIYA et Coll.[18] se sont intéressés à la récupération des protéines de cinq espèces de poisson (morue , maquereau , sardine et chinchard) avec le procédé d'ultrafiltration [10] .

L'analyse chromatographique sur gel SEPHADEX de la charge du filtrat met en évidence que la quasi-totalité des protéines de poids moléculaire supérieur à 10.000 D est retenue par une membrane de seuil de coupure de 20.000 D .

En 1986 , WATANABE et coll.ont mis évidence une membrane dynamique formée sur un support en céramique microporeux (le diamètre nominal des pores 0.05 μm) . Le taux de récupération des protéines solubles de poids moléculaire supérieur à 10.000 D est de près de 100 % [19] .

Les conditions optimales de travail ont été déterminées en étudiant l'influence des paramètres hydrodynamiques sur le débit de perméat , à une température de 15 °C et une vitesse tangentielle de 1,4 m/s à pression transmembranaire de 5 bars .

En 1986 , la Société Française d'éléments Catalytiques actuellement TECHSEP a procédé , après une campagne d'essai des eaux de lavage de pulpe d'ALASKA en utilisant des membranes CARBOSEP . Les résultats de cette étude n'ont pas été publiés et sont considérés confidentiels.

En 1989 , JAOUEN et Coll. [20] se sont intéressés à l'optimisation du procédé d'ultrafiltration où sont testés différents types de membranes minérales et organiques dans le but de récupérer les protéines solubles de poisson . De fortes interactions protéines -membranes sont mises en évidence dans des solutions protéiniques de concentration variable (0.1 à 14 g/l) pour un temps de contact de 1 mn à 16 h . Le tableau 2 résume les différentes études antérieures sur l'ultrafiltration des protéines solubles de poisson.

Tableau 2

DIFFÉRENTES ÉTUDES SUR L'ULTRAFILTRATION DE L'EAU DE LAVAGE DE POISSONNERIE

		TSUCHIYA et Coll 1983	MIYATA 1984 (Japon)	GREEN et Coll 1984 (USA)	SINOMIYA et Coll 1985 (Japon)
Eaux traitées	Espèces	Chincharde Sardine	Maquereau Sardine	Hareng	Morue, lieu, maquereau, sardine, chincharde
	Concentration (g/l)	$C_1 = 10$	$C_1 = 2 \text{ à } 9$		$C_1 = 1 \text{ à } 20$
Appareillage	Module	/	IHI Co tubes ϕ $= 4.5 \times 11.1 \text{ mm}$	ROMICON Fibres creuses	
	Membrane	Sc 20.000 Sc 30.000	Acétate de cellulose 0.18 μ^2	Sc 50.000	Sc 20.000
Conditions Opératoires	ΔP_m (bar)	/	4.9	/	/
	U (m/s)	/	0.6 - 0.9	/	/
	V_i (l)	30	20	/	/
	RCV	10	10	10	4 - 9
	Durée (heure)	5 - 6	5	2.5 - 4	/
	Température °C	/	< 10	7 - 42	/
Performances	J_1 (l/hm ²)	/	40	/	/
	J_2 (l/hm ²)	/	10	/	/
	TR %	> 90	90	73	90

C_1 : Concentration initiale

ΔP_m : Pression transmembranaire moyenne

U : Vitesse tangentielle

TR : Taux de rétention

V_i : Volume initial

J : Densité du flux de filtrat (début et fin d'opération)

Tableau 2 (Suite)

DIFFÉRENTES ÉTUDES SUR L'ULTRAFILTRATION DE L'EAU DE LAVAGE DE POISSONNERIE

		YATANABE ET Coll 1986 (Japon)	PAGES, OERBIE 1986 (FRANCE)	JAOHN ET Coll 1987 (FRANCE)	JAOHN ET COLL 1987 (FRANCE)		
Eaux traitées	Espèces	Chinchard Sardine	/	SARDINES	Tacauds		
	Concentration (g/l)	$C_1 = 1.24$	C_1	$C_1 = 0.1 \text{ \AA } 14$	/		
Appareillage	Module	22 Tubes $\phi = 5 \text{ mm}$ L = 500 mm	TECHSEP Tubes $\phi = 6 \text{ mm}$	Millipore cellulose régénérée Sci0.000 Polysulfone PTG Sc 10000	/		
	Membrane	dynamique sur céramique $0.05 \mu\text{m } 0,16 \text{ m}^2$	CARBOSEP	20 membranes	Sc 20.000		
Conditions Opératoires	ΔP_m (bar)	0.2	Résultats confi- dentiels	3	3	3	3
	U (m/s)	1.4		/	/	1.75	1.75
	V_i (l)	60		35	35	200	200
	RCV	14		15	15	10	10
	Durée (heure)	18		/	/	/	/
	Température	15		15	15	15	15
Performances	J_i (l/hm ²)	50	57.32	48.78	50	30	
	J_f (l/hm ²)	14.4	39.02	24.39	20	14	
	TR %	99	/	/	/		

C_1 : Concentration initiale

ΔP_m : Pression transmembranaire moyenne

U : Vitesse tangentielle

TR : Taux de rétention

V_i : Volume initial

J : Densité du flux de filtrat (début et fin d'opération)

1.2. NOTIONS SUR L'ULTRAFILTRATION

1.2.1 DÉFINITION DE L'ULTRAFILTRATION

L'ultrafiltration et la microfiltration sont des procédés de séparation à membrane permettant la concentration d'un ou plusieurs solutés macromoléculaires par filtration du solvant à travers la membrane sous l'action d'un gradient de pression [21].

Le fluide à traiter circule tangentielllement à la membrane. L'ultrafiltration a lieu en phase liquide donc sans changement de phase.

On peut présenter schématiquement les types de filtration comme suit [16].

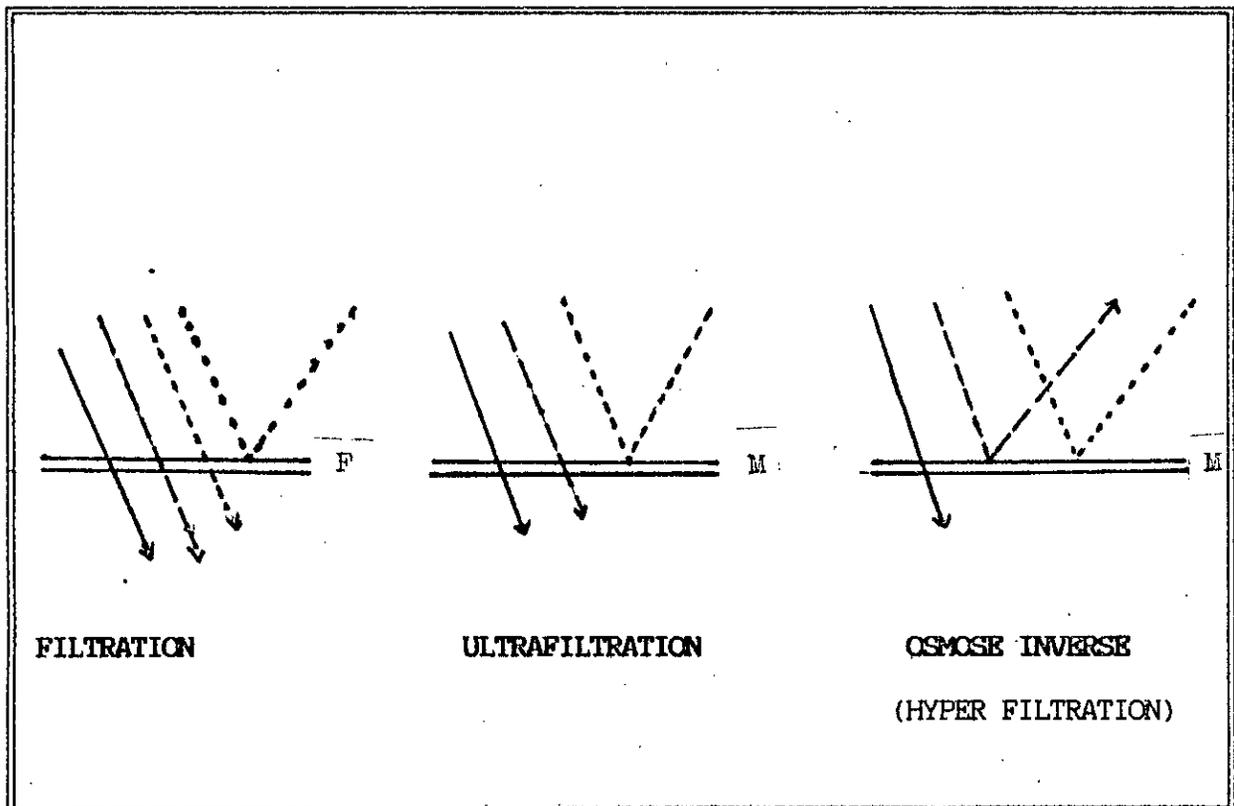


FIGURE 1

- LÉGENDE :
- Eau
 - - - Substances Bas poids Moléculaire
 - Substances macromoléculaires
 - Matières En suspension
 - F Filtre
 - M Membrane

Figure 1 Représentation Schématique de 3 Types de Filtration

Le domaine d'utilisation de l'ultrafiltration et de la microfiltration est schématisé sur la figure ci dessous [22] :

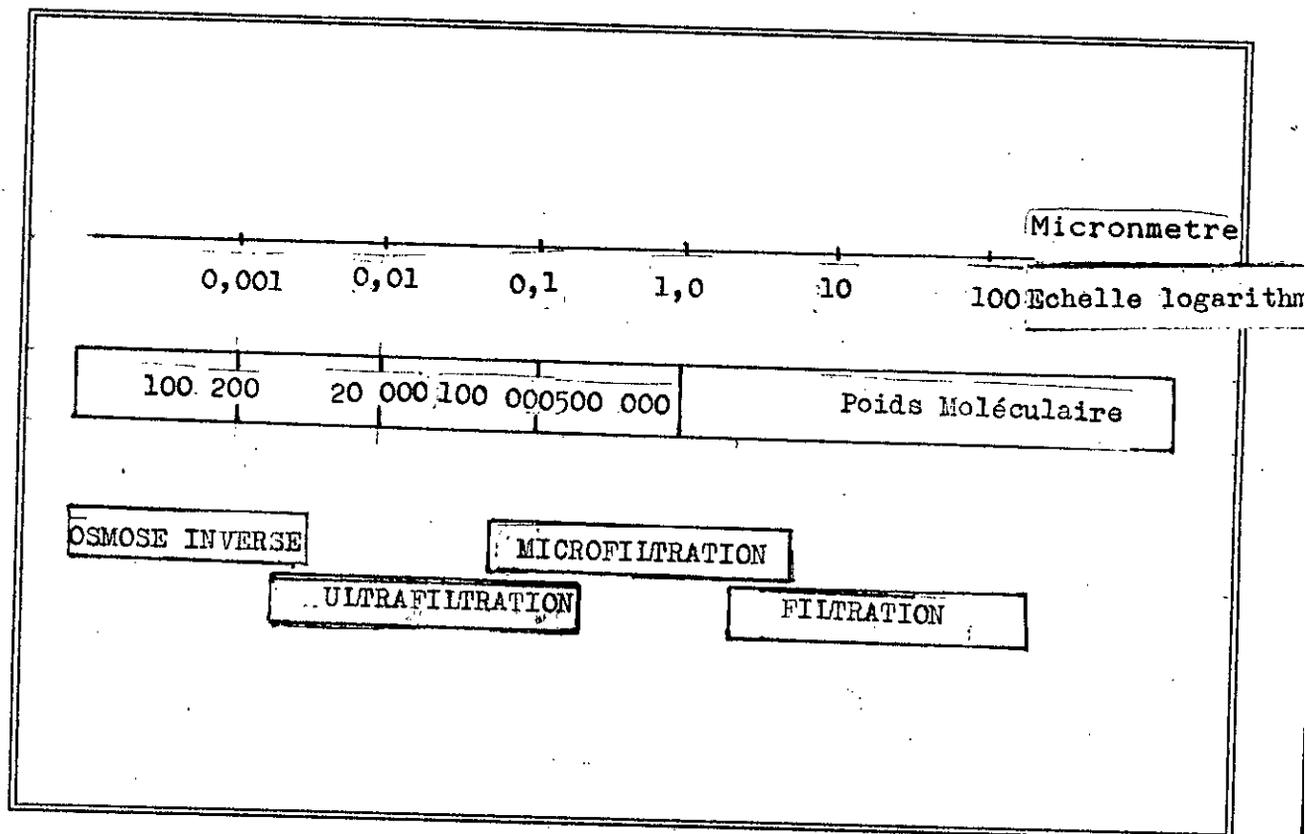


Figure 2 Domaine d'Application des Procédés À Membranes

Généralement , on applique des pressions de 1 à 10 bars en amont de la membrane pour l'ultrafiltration et pour la microfiltration de 0.2 à 2 bars .

En ultrafiltration , on utilise la notion de seuil de coupure comme étant la plus petite masse moléculaire au delà de laquelle les espèces sont totalement arrêtées.

Le diamètre des pores des membranes d'ultrafiltration est généralement compris entre 1 et 20 nanomètres , ce qui correspond approximativement à la dimension d'espèces de poids moléculaire de 300 à 300.000 Daltons [20] .

En microfiltration , on utilise la notion de pouvoir d'arrêt absolu qui est le diamètre de la plus grosse particule indéformable

capable de traverser une membrane dans ^{des} conditions normalisées .Le diamètre nominal des pores de la membrane de microfiltration est de l'ordre de 0.1 à 10 um .

1.2.2 TAUX DE REJET D'UNE MEMBRANE D'ULTRAFILTRATION

Le paramètre important pour caractériser la séparation et la sélectivité de la membrane par rapport à une molécule donnée est le taux de rejet observé .

La caractéristique de la membrane d'ultrafiltration est donnée par la courbe de rétention où l'on porte le taux de rejet observé en fonction du poids moléculaire de soluté retenu (Figure 3).

Le taux de rejet observé relie les concentrations C_0 dans la solution d'alimentation à celle du perméat C_p d'après la relation suivante :

$$R_{obs} = 1 - C_p / C_0$$

Certains auteurs (ZEMAN[23]MAMERI[24]) définissent un taux de rejet réel R_{real} où cette fois-ci la concentration à la membrane C_M utilisée pour évaluer le taux de rejet ;

$$R_{real} = 1 - C_p / C_M$$

avec C_M = Concentration à la membrane

D'après plusieurs auteurs, il n'existe pas de règle générale pour les variations du taux de rejet en fonction des paramètres opératoires .

En effet BARNIER [25] a observé lors de l'ultrafiltration du DEXTRAN (solution macromoléculaire synthétique) avec une membrane CARBOSEP que le taux de rejet subit des variations importantes avec la vitesse tangentielle et la pression transmembranaire , il remarque que le taux de rejet décroît quand la pression augmente .

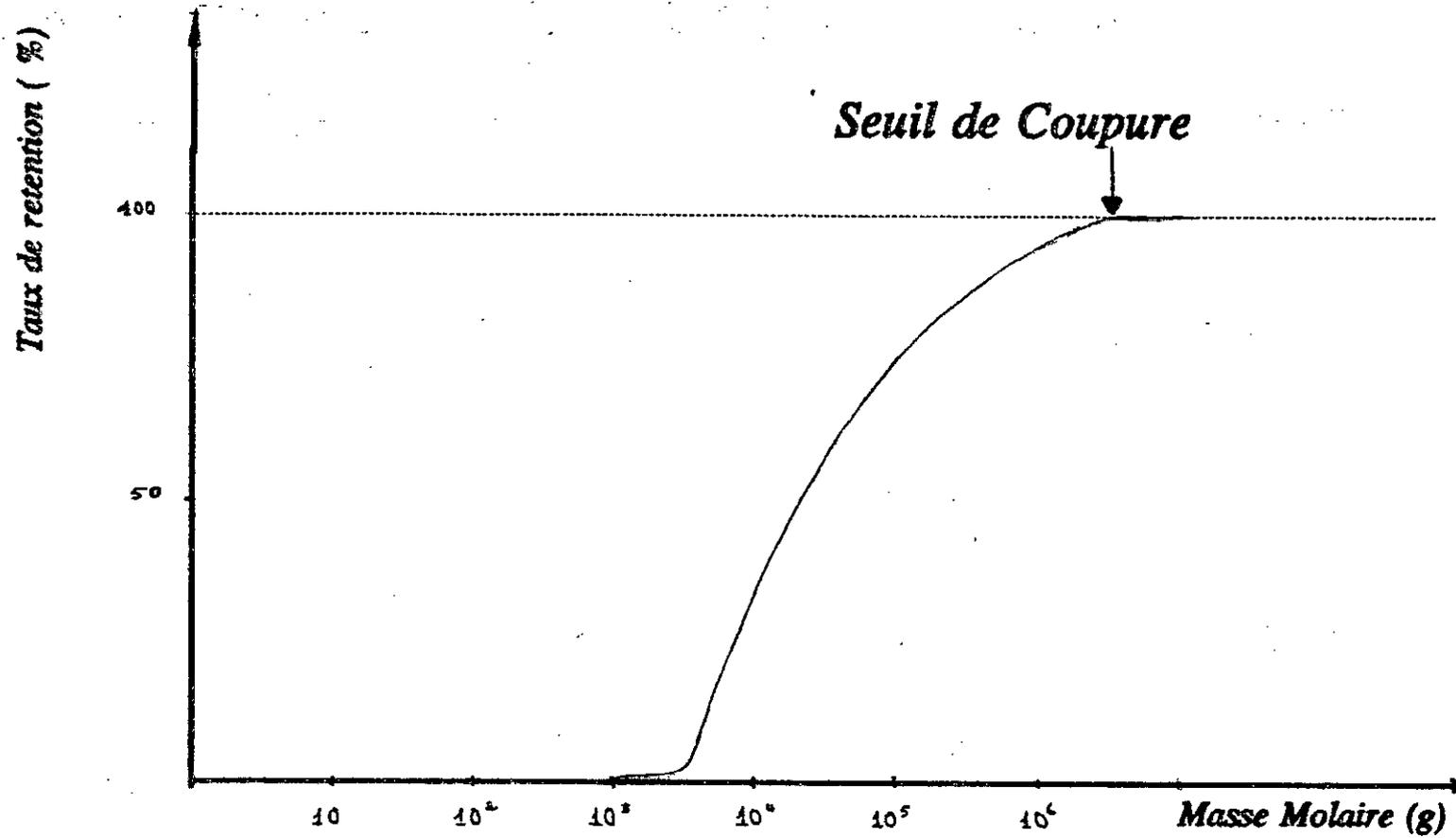


Figure N 3 Exemple de courbe de rétention d'un soluté donné

NGUYEN et NEEL [26] ont constaté que le taux de rejet d'une membrane organique IRIS 3042 (RHONE POULENC) avec des solutions de PEG (polyethylene glycol) est quasi - constant pour des concentrations inférieures à 2 g/l et décroît au delà de cette valeur .

MAMERI et Coll.[24] ont montré que le taux de rejet réel de polystyrènes en fonction de la taille des pores et de celle du soluté à partir des différentes modélisations que les résultats sont en concordance avec les valeurs calculées et les valeurs expérimentales .

SCHLUMPF et QUEMENEUR [27] ont montré lors de l'ultrafiltration d'un alkylbenzene sulfonate de sodium avec une membrane organique IRIS 3038 de seuil de coupure de 20 000 Daltons que le taux de rejet croît avec la vitesse tangentielle .Et que suivant la concentration de la solution , le taux de rejet évolue différemment avec la pression . En effet ,en dessous de la concentration critique micellaire . le taux de rejet diminue quand la pression augmente alors que pour les concentrations supérieures il croît .

Dans le cas de solutions protéiques, ZEMAN [23] , NAKAO et Coll.[28] et CAPANELLI et Coll. ont montré que la taux de rejet dépend de la membrane, du soluté et des conditions opératoires [71].

TADDEI et Coll. [29] et AIMAR [30] ont mis en évidence que le taux de rejet peut présenter un minimum dépendant de l'effet combiné de la pression et de la vitesse au cours du temps .

1.2.3 DOMAINES INDUSTRIELS UTILISATEURS DE L'ULTRAFILTRATION ET MICROFILTRATION

En ultrafiltration , les apports énergétiques sont relativement faibles puisque la différence de pression de part et d'autre ne dépasse pas 10 bars. Ainsi l'ultrafiltration est

effectuée à température constante ce qui évite en grande partie la dénaturation des produits biologiques sensibles .

De ce fait l'ultrafiltration est utilisée dans divers domaines tels que

* la pharmacie :

- 1) Production d'eau stérile
- 2) Purification des protéines et des vaccins .

* L'industrie alimentaire :

- 1) Concentration des protéines du lactosérum
- 2) Concentration du lait.
- 3) Clarification du lait .
- 4) Réactions chimiques ou enzymatiques sur des substrats contenant des protéines

* Traitement de surface

- 1) Bains de peinture par électrophorèse.

* Traitement d'effluents .

- 1) Industrie de textile (Récupération de produits non biodégradables et coûteux tel que l'alcool polyvinylique).
- 2) Papeterie
- 3) Traitement des huiles de coupe usagées.
- 4) Traitement des métaux par complexation .
- 5) Traitement des eaux usagées (concentration de la biomasse active)

* études diverses

- 1) Récupération des protéines (eau de lavage de poisson).
- 2) Traitement des broyats d'algues.

En Microfiltration , on trouve des applications telles que:

- 1) La stérilisation
- 2) Au laboratoire , pour les analyses bactériologiques.
- 3) Clarification des jus alimentaires.
- 4) Filtration de microparticules.

1.2.4 MEMBRANES D'ULTRAFILTRATION

Les membranes d'ultrafiltration sont généralement classées en trois catégories apparues successivement : homogènes, asymétriques, composites .

i) Les membranes homogènes :

Peu développées car elles ont une perméabilité relativement faible . La seule membrane de ce type est une membrane de microfiltration , fabriquée par irradiation d'un polymère par des particules chargées [31].

ii) Les membranes Asymétriques ou Anisotropes

Constituées de deux couches superposées :

- Une couche de 100 à 200 μm d'épaisseur de texture relativement poreuse
- Une peau de très fine épaisseur de (0,1 à 1,5 μm).

iii) Les membranes composites :

Elles ont été conçues dans le but d'augmenter la perméabilité des membranes asymétriques classiques en réduisant l'épaisseur de la couche active, obtenues en déposant sur un support préalablement formé (polysulfone et autres polymères), une mince pellicule semi-perméable de 10 à 100 nm . Le support poreux et la peau active sont constitués de polymères différents .

1.2.5 MODULES ET SYSTÈMES .

i) Les Modules

Pour être mise en oeuvre , les membranes doivent être montées dans des supports appelés modules . Actuellement , il existe 4 types de module [11]:

- Tubulaire (constitué de tubes poreux sur lesquels est fixée la membrane semi-perméable).

- Plan : c'est le type le plus simple , la technologie a été calculée directement sur celles des filtres presses

- Spirale : Les membranes planes sont enroulées autour d'un tube perforé et creux.

- Fibres creuses: on peut les considérer comme des modules tubulaires composées de tubes de petit diamètre , les fibres creuses jouent à la fois le rôle de membrane. et de support.

PLUSIEURS CRITÈRES SONT À PRENDRE EN COMPTE POUR LE CHOIX D'UN TYPE DE MODULE:

- Le régime d'écoulement permettant de minimiser les phénomènes de polarisation de concentration en écoulement laminaire ou turbulent .

- la compacité exprimée par le rapport de la surface filtrante au volume de l'appareil.

- la facilité de démontage et de remplacement des membranes défectueuses.

- la facilité de nettoyage .

- le volume mort de l'appareil.

- l'adaptation au produit à traiter (nécessité ou non de préfiltration)

ii) Systèmes

L'insertion des Modules d'ultrafiltration s'effectue dans des systèmes pouvant fonctionner en discontinu ou en continu .

Systeme en discontinu :

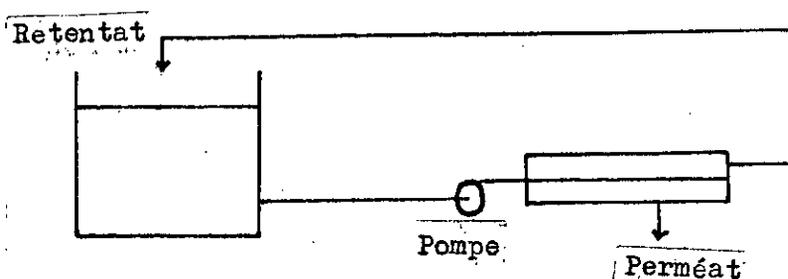


Figure. 4

Le retentat est recirculé . Ce système convient pour les petites unités ayant à traiter des solutions diluées ou concentrées.

Système en continu :

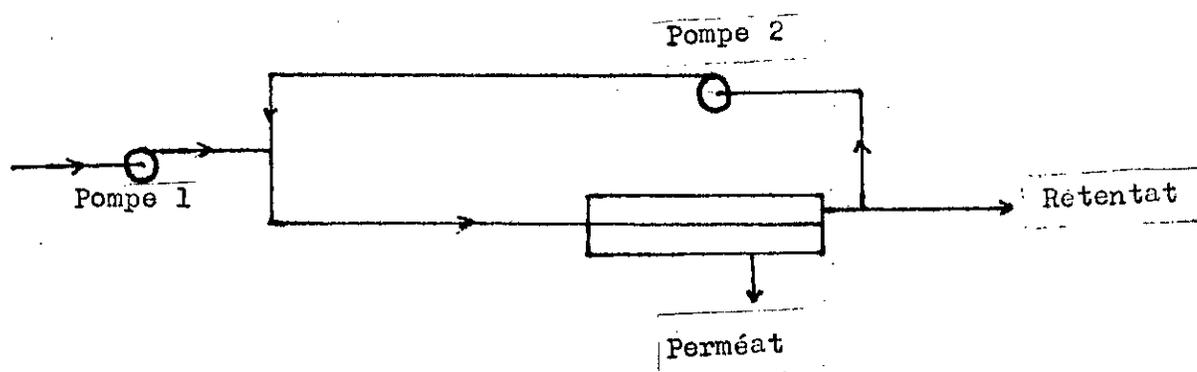


Figure 5

Une partie de la solution passant sur la membrane est recyclée à l'aide d'une pompe de recirculation . ce système convient pour les grandes unités en évitant des stockages importants surtout lorsque des agents microbiens dénaturants existent dans la charge.

1.2.6. MÉCANISMES DE TRANSFERT MIS EN JEU EN ULTRAFILTRATION

1.2.6.1 MODÈLE DE PORES

En assimilant les fractures , trous et fissures qui traduisent la couche active de la membrane à des canaux cylindriques de rayon r_p de longueur moyenne Δx . On pourra utiliser le modèle d'écoulement de Poiseuille pour décrire le passage du solvant [30].

D'où l'expression du flux de perméation sera écrite comme suite :

$$J_v = \frac{N \cdot \Pi \cdot r_p^4}{8\mu} \frac{\Delta P}{\Delta x} \quad [32]$$

- avec
- J_v Débit de solvant par unité de surface .
 - N Nombre de pores par unité de surface .
 - r_p rayon de pores moyen
 - ΔP Pression transmembranaire appliquée .
 - Δx épaisseur de la membrane.
 - μ viscosité dynamique

La relation met en évidence le rôle prépondérant joué par le rayon r_p intervenant à la puissance quatre.

On remarque que tout changement de température de fluide entraîne des variations de viscosité et par suite des variations sur le flux .

En réalité , l'hétérogénéité des sections , la forme tortueuse et interconnectée des pores ne permettent pas d'évaluer le diamètre d .

Ainsi du point de vue macroscopique , la loi de DARCY est plus commode à utiliser , ne nécessitant pas d'hypothèse sur la géométrie des pores.

$$J_v = \frac{\Delta P}{\mu R_m} = L_p \Delta P \quad [32]$$

avec R_m : Résistance hydraulique de la membrane.

L_p : Perméabilité hydraulique de la membrane .

De nombreuses études expérimentales dans le cas de l'ultrafiltration de solutions de protéines ou de solutions synthétiques LAFAILLE et Coll. [33] GOLDSMITH [32] ou l'ultrafiltration de suspensions PORTER [34] CHUDACEK et FANE [35] ont révélé qu'il existe une valeur de la pression au dessus de la quelle le flux reste constant lorsqu'on augmente la pression.

Cette valeur du flux est appelée "flux limite", elle dépend des conditions opératoires (vitesse , température, concentration), des caractéristiques de la membrane et de la solution à traiter .

La baisse du flux de perméat au cours du temps est due à l'encrassement de la membrane qui résulte de la superposition de plusieurs phénomènes réversibles ou irréversibles et du phénomène de surconcentration au sein de la membrane appelée polarisation de concentration [20].

1.2.6.2 PHÉNOMÈNE DE POLARISATION ET DE CONCENTRATION

i) Modèle du Film :

Ce modèle suppose la formation au voisinage de la membrane d'une couche d'épaisseur δ faible dans laquelle la concentration en macromolécules passe de C_0 à C_m .

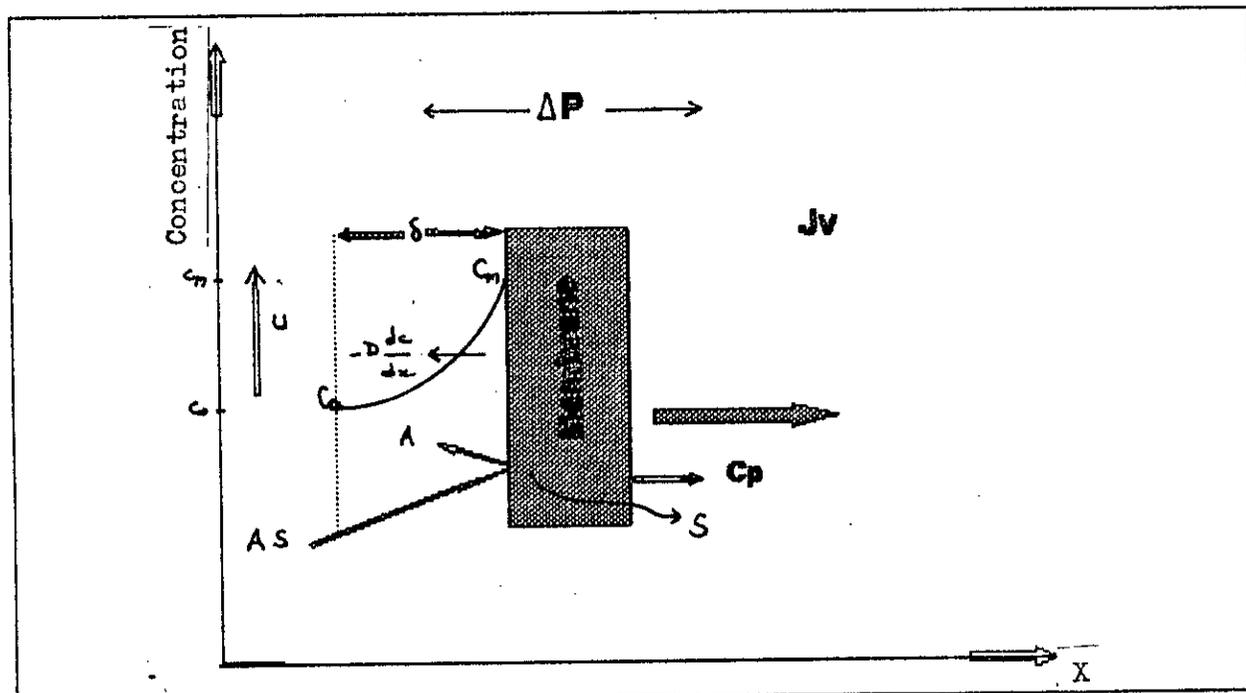


Figure 6 Phénomène de polarisation de concentration

Le solvant est éliminé par filtration à travers la membrane. Le soluté A s'accumule à l'interface, et s'élimine par diffusion. (Figure 5)

Les transferts de soluté entre 2 régions :

- la diffusion selon la première loi de Fick
- la convection due au flux transmembranaire J_v

la résultante de ces deux phénomènes aboutira à la formation d'une couche de polarisation de concentration.

En régime permanent, le flux est donné par:

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

En considérant le coefficient D constant dans l'épaisseur δ , l'intégration de cette équation conduit à l'expression :

$$J_v = D/\delta \ln \frac{C_m - C_p}{C_o - C_p} \quad (3)$$

$$J_v = K \ln \frac{C_m - C_p}{C_o - C_p} \quad (4)$$

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.

$K = D/\delta$: Coefficient de transfert de masse à l'interface fluide-membrane.

Lorsque le soluté est parfaitement retenu par la membrane ($R = 1$), la relation (4) devient :

$$J_v = k \ln C_m/C_o \quad (5)$$

Le coefficient de transfert de matière K dépend des conditions hydrodynamiques du milieu système et des propriétés physico-chimiques de la solution.

Il peut être calculé à partir des équations utilisées pour les transferts de masse classiques.

$$Sh = a' Re^n Sc^m \quad \text{en régime turbulent.}$$

$$Sh = a' Re (d/l)^n Sc^m \quad \text{en régime laminaire}$$

a' , m , n , étant des coefficients déterminés semi-empiriquement.

Le tableau (3) montre quelques valeurs simples de ces coefficients [24].

Tableau (3) Corrélations du coefficient de transfert K

Régime laminaire		Equation Générale $Sh = a' (Re d/l)^n Sc^m$		
Géométrie du canal	a'	n	m	Origine
Tubulaire	0,664	0,5	0,33	Gröber et Coll
Tubulaire	1,62	0,33	0,33	Levêque
Rectangulaire	1,48	0,33	0,33	Levêque
Régime Turbulent		Equation Générale $Sh = a' Re^n Sc^m$		
Géométrie du canal	a'	n	m	Origine
Tubulaire	0,023	0,8	0,3	Dittus et Boerter Chilton et Colburn
	0,023	0,875	0,25	Deissler
	0,0096	0,913	0,346	Harriot et Hamilton

ii) Modèle de gel

Comme conséquence de la polarisation de concentration, on a l'hypothèse de la formation d'un gel des macromolécules à la surface des membranes.

Cette hypothèse a été avancée par Michaelis [36] qui a supposé que l'élévation du flux conduit C_m à atteindre une valeur de c_g correspond à la gélification de la solution.

Le flux maximum que l'on peut atteindre, est obtenu en remplaçant C_m par C_g

$$J_{lim} = K \ln C_g / C_o$$

En portant J_{lim} en fonction de $\ln C_o$, on obtient des droites dont l'extrapolation à flux nul donne accès à une valeur de C_g et permet également de calculer le coefficient de transfert K.

De nombreux auteurs ont mesuré $C_{g,1}$ dans la BSA, les résultats sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau (4) Valeurs de Cgel du BSA suivant différents auteurs.

Auteurs	C _{gel}
BAKLOUTI [21]	200 g/l
KOZINSKI [48]	50 % en poids
BACKER et Coll [49]	10 à 14 % en poids
BLATT et Coll [50]	> 100 % en poids
CHERGUI [51]	758 ,6 g/l pour le carbosep 194 g/l Pour l'IRIS 3038 (sans promoteur)

On remarque une divergence des résultats qui pourrait être due aux variations des propriétés des protéines en fonction des conditions opératoires.

iii) Modèle de la pression osmotique

Comme autre conséquence de la couche de polarisation est l'hypothèse de l'effet de la pression osmotique des solutions macromoléculaires soutenue par GOLDSMITH [32].

Il suppose que le gradient de concentration existant de part et d'autre de la membrane devient suffisamment important, quand la pression augmente, pour induire une différence de pression osmotique non négligeable devant la pression appliquée ΔP .

Le flux de transfert s'écrit alors :

$$J_v = \frac{\Delta P - \sigma \Delta \Pi}{\mu R_m}$$

σ : Coeff. de KEDDEM et Coll.

pour les solutions concentrées, la pression osmotique est exprimée sous la forme d'un polynôme de troisième degré, en concentration :

$$\Pi = C (a_1 + a_2 C + a_3 C^2)$$

a_1 vaut théoriquement $\rho RT/M$ conformément à la loi des solutions diluées idéales lorsque $C \rightarrow 0$

1.2.6.3 ENCRASSEMENT DES MEMBRANES

La perméabilité de la membrane décroît sous l'effet de plusieurs phénomènes: un colmatage de la membrane qui s'accompagne d'une baisse du flux d'ultrafiltration

En excluant le compactage mécanique de la membrane sous l'effet de la pression et l'attaque chimique du matériau membranaire, qui sont dus à un usage anormal de la membrane. Les trois causes entraînant le colmatage sont :

- L'adsorption
- La gélification de solutés.
- Le dépôt d'insolubles .

i) L'adsorption:

L'adsorption est un phénomène de rétention de molécules sur le matériau de la membrane sous l'effet d'interactions physico-chimiques telles que la liaison hydrogène^{ou} de Van Der Waals [34].

Les protéines peuvent se fixer par adsorption sur la surface ou dans la structure de la membrane.

La principale conséquence de l'adsorption de macromolécules sur la membrane est la diminution de la perméabilité hydraulique qui est interprétée comme une résistance additionnelle dans un grand nombre de cas.

Plusieurs équipes de recherches ont publié leurs travaux traitant de problèmes des interactions complexes protéine-membrane-solvant [9][23][24][35][37][38].

Parmi ces études, on trouve celle de ZEMAN [23] qui révèle que même à faible concentration l'effet de l'adsorption peut être

important en supposant un mécanisme de rejet lié à l'encombrement stérique .

Il mentionne aussi que le phénomène d'adsorption est plus important quand le poids moléculaire est élevé et l'adsorption est maximale au voisinage du point isoélectrique des protéines (importance du pH) .

L'influence de la force ionique est également étudiée . ZEMAN utilise le modèle de réduction du rayon de pore par une couche adsorbée .

$$\frac{\Delta r}{r} = 1 - \left[\frac{J_a}{J_o} \right]^{0,25}$$

Δr : épaisseur de la couche adsorbée .

J_o : flux de solvant pur pour une membrane neuve .

J_a : Flux de solvant pur pour une membrane adsorbée.

Une étude a été menée au laboratoire sur l'adsorption de la BSA sur des membranes organiques IRIS 3038 RHONE-POULENC , les variations de la résistance uniquement due à l'adsorption ont été exprimées par l'équation d'AIMAR et Coll. [[39].

$$R_a = R_{\infty} (1 - \exp(-pc \cdot t))$$

R_{∞} : résistance correspondant au palier .

c : Concentration de la solution au contact de la membrane .

t : temps .

p, x : Constantes empiriques dépendant du pH.

ii) La gélification - Précipitation

L'accumulation de macromolécules à la paroi est telle que l'atteinte de la limite de solubilité où cet excès de macromolécules formerait un gel , c'est à dire , une phase riche en eau dans laquelle des liaisons chimiques entre les macromolécules constituent un réseau.

Cette hypothèse a été avancée par MICHAELIS [36] , puis reprise par PORTER [34].

Souvent , on observe à la surface des membranes usagées , une phase déposée dont l'analyse révèle la richesse en soluté (NAKAO et Coll. [28]).

Ceci ne prouve en rien l'existence du mécanisme de gélification à la place duquel d'autres explications peuvent être avancées.

iii) Dépôt de matières en suspension

Dans les fluides à ultrafiltrer , on rencontre souvent des particules, non dissoutes ou des colloïdes , des agrégats de protéines , des cellules , des bactéries .

La couche de matière solide accumulée sur la membrane peut être assimilée à un milieu poreux dont la résistance hydraulique R_d s'ajoute à celle de la membrane.

La loi de DARCY s'écrit alors :

$$J_v = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_d)} \quad (9)$$

avec R_d : résistance due au dépôt des particules .

D'autres modèles existent autres que le modèle de pores tels que le modèle du transport généré ou de FERRY [40] , le modèle de FAXEN [52] , les modèles basés sur le mécanisme de diffusion-convection : modèle de BAKER , EIRICH et STRATHMANN [49], modèle de VERNIORY [54] , DUBOIS [55] .

1.2.7 AMÉLIORATION DU FLUX DE PERMÉAT EN ULTRAFILTRATION PAR PROMOTEURS DE TURBULENCE

En ultrafiltration classique , un gradient de concentration apparaît rapidement au voisinage de la membrane semi-perméable ce qui limitera la densité du flux de perméat et par conséquent l'efficacité de la séparation .

Pour pallier à ce problème , on introduit des promoteurs de turbulence qui créent au voisinage de la membrane une turbulence locale , réduisant par ce biais l'épaisseur de la couche limitée ainsi on a une augmentation du coefficient de transfert K.

Parmi les promoteurs de turbulence utilisés , on trouve :

- Les promoteurs fixes (grilles de différentes formes).
- les promoteurs mobiles , libres de se déplacer avec le fluide (particules sphériques , graphites , latex , etc...)
- Les débits pulsés
- Ultrasons
- Le Champ électrique (électro-ultrafiltration)

1.2.7.1. PROMOTEURS FIXES

Constitués de grilles en métal déployé placées parallèlement à la membrane . Ces grilles obtenues par découpage et étirage d'une tôle disposée selon la petite diagonale de la maille notée (CD) ou la grande (LD) par rapport à l'écoulement .

POYEN et Coll. [41] ont utilisé des grilles de métal déployé comme promoteur de l'ultrafiltration d'un alkylsulfonate de calcium en solution huile heptane dans une cellule plane en mettant en évidence l'influence du maillage et la distance grille membrane ainsi que le sens de la disposition des grilles.

Les coefficients de transfert de masse ont sensiblement augmenté , par exemple multipliés par 2,7 pour un nombre de Reynolds voisin de 3000 . Le Coût de perméat produit est réduit de façon significative grâce à L'utilisation de tels promoteurs .

Les résultats optimaux sont obtenus pour une pression transmembranaire de 1,5 à 2 bars et un nombre de Reynolds correspondant à la zone de transition entre écoulement laminaire et turbulent .

SHEN et PROBSTEIN [42] se sont intéressés à la promotion de turbulence en se basant sur les travaux de SONIN et ISAACSON

consacrés à l'électrochimie en définissant des critères hydrodynamiques d'optimisation du procédé en faisant appel à un certain nombre d'hypothèses .

MAMERI [24] a utilisé 2 types de promoteurs : l'un constitué d'une tige filetée en acier inoxydable de diamètre 12 mm , l'autre constitué par un tube creux fermé à une extrémité et dont la paroi est percée de 4 rangées de 75 trous de diamètres uniforme $d = 1\text{mm}$ des membranes tubulaires à parois lisses ou torsadées .

Les 2 promoteurs de turbulences testés, permettant une amélioration sensible des flux de perméat et une diminution de façon notable le coût du procédé.

SCHLUMPF et Coll.[43] ont utilisé un type particulier de promoteur de 0.6 mm d'épaisseur

1.2.7.2 PROMOTEURS MOBILES

MONTLAHUC et Coll.[44] ont fluidisé des billes de verre 3 mm dans une membrane minérale tubulaire placée verticalement . Ils obtiennent sur du lait écrémé un débit de filtrat 10 à 20 fois supérieur à celui observé en absence de billes.

1.2.7.3 DÉBITS PULSÉS

BEN AMAR et Coll.[45] ont constaté que l'emploi d'un débit d'alimentation pulsé permet l'augmentation du débit de perméat jusqu'à un maximum de 70 % dans le cas du lait et 140 % dans le cas du vin .

Cette augmentation est fonction du paramètre $F.V./Q_v$ où F désigne la fréquence des pulsations , V le volume pulsé et Q_v le débit moyen d'alimentation.

1.2.7.4 LES ULTRASONS

L'utilisation des ultrasons [46] dans le process d'ultrafiltration permet de réduire le phénomène de polarisation de concentration.

En effet , pour une pression transmembranaire donnée , le flux augmente de 1700 % par rapport à un flux déterminé dans des conditions normales.

1.2.7.5 ELECTRO-ULTRAFILTRATION

La technique d'électro-ultrafiltration permet de réduire ce gradient de concentration dans le cas où les macromolécules sont chargées électriquement, ainsi en appliquant un champ électrique continu dans la solution, le sens du champ électrique est prévu de sorte que la migration électrique des macromolécules tende à les éloigner de la membrane [47].

Au point de vue mécanisme de l'electro-ultrafiltration , on a un flux de migration qui est induit en présence d'un champ électrique E normal à la membrane.

$$J_m = u EC$$

avec u : mobilité électrophorétique de l'espèce considérée.

C : concentration de macrosoluté.

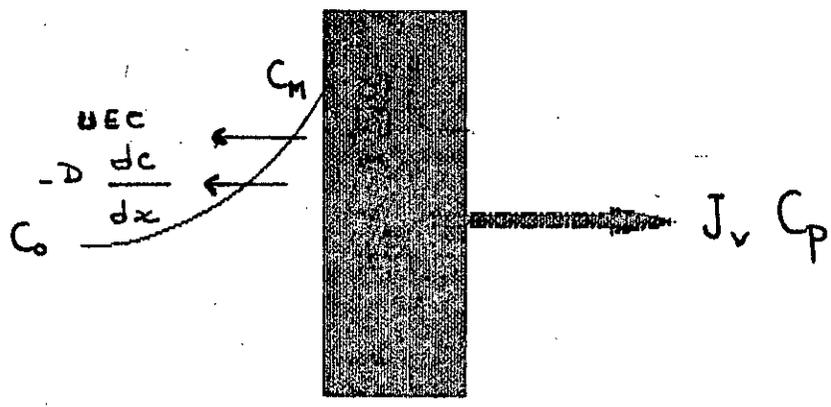
E : champ électrique.

A l'état stationnaire , suivant la direction normale à la membrane , on a

$$J_v C = - D dc/dx + J_v C_p + u E C$$

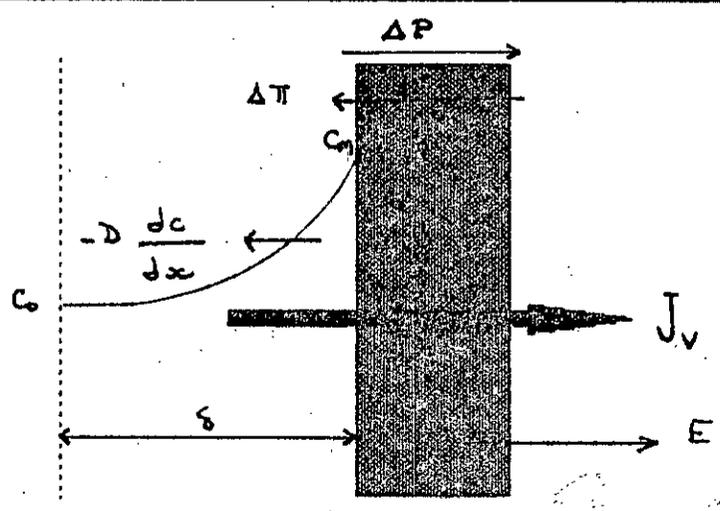
En supposant que E , D , u , constants et $C_p = 0$, l'intégration de cette équation sur l'épaisseur δ du film diffusionnel conduit à

$$J_v = K \ln \frac{C_m}{C_o} + u E$$



Phenomenes d'electroultrafiltration

Figure 7 Phenomenes d'electroultrafiltration



Bilan de Matière sur l'épaisseur du Film Diffusionnel

Figure 8 Bilan de matière du flux diffusionnel

1.3. LES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE

1.3.1 CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DE LAVAGE DE POISSONNERIE

Les caractéristiques de l'eau de lavage de poisson ont été étudiées par plusieurs auteurs : FOURIE et Coll. [61] , TORNES et Coll. [62] PARIN et Coll. [63] CIVIT et Coll. [57].

La composition moyenne de L'eau de lavage de poisson est résumée dans le tableau ci-dessous :

Tableau 5 Composition Moyenne de l'eau de lavage de poisson

CARACTÉRISTIQUE	FOURIE ET COLL.	TORNES ET COLL.	PARIN ET COLL.	CIVIT ET COLL.
Azote total Kjeldahl NTK %.	/	/	2.21	4.41
Lipides %	/	0.61	0.70.	1.17
pH	/	6.3	6.9	6.9
DCO mg/l		/	/	93 000
Azote Non protéique %	/	/	/	0.75
Chlorure %	2.00	1.95	0.18	/

1.3.2 COMPOSITION EN PROTÉINES DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE

Jusqu'à présent , on dispose de peu de renseignements sur la composition exacte des eaux de lavage de poissonnerie.

JAOVEN [20] a tenté , en utilisant la méthode de la chromatographie liquide sur gel (GFC) , dans le but d'évaluer le nombre de fractions de protéines et aussi la répartition approximative en poids moléculaire des différentes familles de protéines .

Ainsi , les résultats de la chromatographie décèlent que les poids moléculaires correspondent à la présence des protéines

sarcoplasmiques connues dans les eaux de lavage telles que l'albumine , la myoglobine , la globuline , l'hémoglobine , la protamine , enzymes de la glycogénolyse.

Les poids moléculaires s'échelonnent de 5000 à 200.000 Daltons

1.3.3 L'INDUSTRIE HALIEUTIQUE

1.3.3.1 INTRODUCTION :

De nos jours , la pêche est devenue une véritable industrie et joue un rôle important dans l'alimentation humaine , Actuellement, la production mondiale de poissons , de crustacés et de mollusques de mer et d'eau douce est de l'ordre de 72 millions de tonnes par an , mais il n'en parvient que 50 millions aux consommateurs , 17 étant destinées pour la fabrication des farines pour l'alimentation animale et 5 sont retirés de la consommation humaine sous forme de déchets de transformation ou de produits altérés [58]

La plupart des pays développés (JAPON ,USA, CEE, ... etc) sont caractérisés par un important déficit de la balance commerciale .

Cette situation résulte pour une grande part de l'effet combiné d'une demande concentrée sur les produits de haute gamme que constituent les espèces nobles (saumon , langouste, crevette, crabe , coquilles Saint Jacques .. etc) et d'une insuffisance de ressources accessibles aux flottilles nationales pour satisfaire la demande .

Par ailleurs , des ressources halieutiques appréciables , notamment des poissons pélagiques (chinchard , sardine , anchois , sprat et même germon) disponibles dans les zones littorales ou communautaires restent économiquement sous exploitées.

Une meilleure valorisation de ces produits pourrait , cependant , contribuer à la lutte contre la malnutrition dans certains pays du Sud.

Ainsi une pleine valorisation des espèces marines présente un grand intérêt potentiel notamment en vue de :

- 1) Contribuer à la réduction du déficit de la balance commerciale de l'Algérie.
- 2) Promouvoir la consommation ou l'utilisation d'espèces moins prisées sous la forme classiques.
- 3) Augmenter la valeur ajoutée des matières premières existant en quantités limitées
- 4) Contribuer à la compétitivité des entreprises nationales de conservation et de traitement des produits de la pêche et par là au maintien au développement de l'emploi [59] .

1.3.3.2 L'INDUSTRIE HALIEUTIQUE EN ALGÉRIE

i) PRÉAMBULE .

La pêche totale Algérienne atteint approximativement 1,6 millions de tonnes par an dont 4500 tonnes sont destinées aux usines de transformation et le reste est directement destiné aux consommateurs .

Le Thon représente le principal produit des importations qui se chiffrent à 3113 tonnes par an .

En Algérie , l'industrie halieutique est à sa case de départ malgré les 1200 km de côte , en effet on ne trouve que huit entreprises étatiques de traitement et quelques unes du secteur privé encore plus petites , avec un effectif moyen de 50 personnes par unité .

Les huit conserveries sont : GHAZAOUET , BENISSAF , ORAN , TENES , KHMISTI , JIJEL , COLLO , DELLYS ; celles de DELLYS et de TENES ont bénéficié d'un nouvel équipement .

La plupart des conserveries Traitent les anchois , la sardine et le thon

Les tableaux N° 6 , 7, 8 donnent les différentes quantités d'eaux de lavage de poissonnerie utilisées pour la transformation annuellement par les conserveries de DELLYS , JIJEL . ORAN [60] .

Tableau N°6 1) Unité de DELLYS , Production de l'année 1991

Mois	JANVIER	FÉVRIER	MARS	AVRIL	MAI	JUIN
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	1 500	1 300	1 000	1 200	1 100	1 000
Mois	JUILLET	AOUT	SEPTEMBRE	OCTOBRE	NOVEMBRE	DÉCEMBRE
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	1 300	1 300	1 200	1 300	1 400	1 500

Tableau N° 7 2) Unité d'ORAN : Année 1991

Mois	JANVIER	FÉVRIER	MARS	AVRIL	MAI	JUIN
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	911,4	800,2	906,2	865,6	843,3	121,65
Mois	JUILLET	AOUT	SEPTEMBRE	OCTOBRE	NOVEMBRE	DÉCEMBRE
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	909,2	/	/	133,16	653,6	/

Tableau N° 8 3) Unité de JIJEL

Mois	JANVIER	FÉVRIER	MARS	AVRIL	MAI	JUIN
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	/	331	225	148	/	/
Mois	JUILLET	AOUT	SEPTEMBRE	OCTOBRE	NOVEMBRE	DÉCEMBRE
Quantité d'eau utilisée pour la transformation (m³)	/	567	2090	204	194	159

Le tableau N°9 fournit des renseignements sur la production annuelle espèce et par wilaya maritime en 1990

Nous constatons que la production en poisson bleu, et assez importante, elle représente près de 86 % par rapport aux autres espèces

Tableau N° 9

PRODUCTION ANNUELLE PAR ESPÈCES ET PAR WILAYA MARITIME ANNÉE 1990

WILAYA	POISSONS BLANCS	POISSONS BLEUS	CRUSTACÉS	SQUALES ET ESPADONS	TOTAL (Tonnes)
	Tonnes	Tonnes	Tonnes	Tonnes	
TELEMEN	1784,64	6549,34	32,5	47,02	8313,5
AIN TAMOUCHEST	858,86	11547,80	213,59	142,96	12763,21
ORAN	934,285	11158,153	60,7485	24,799	12763,21
MOSTAGANEM	1539,37	3982,485	505,33	105,394	6.132,581
CHLEF	256,222	1917,560	51,484	/	2225,266
TIPAZA	1233	10460	993	/	12632
ALGER	1031,92	3874,31	606,9	21,71	5534,84
BOURMEDES	424,79	15489,627	05	99,905	16019,322
TIZI-OUZOU	57,95	88,37	31,14	19,47	196,93
BEJAIA	331,193	1219,337	/	/	1550,572
JIJEL	297,636	2423,968	5,54	/	2827,144
SKIKDA	427,77	3675,32	77,99	/	4181,80
ANNABA	420,992	2446,718	41,544	12,393	3031,647
EL TAREF	323	3051	/	/	3374
TOTAL	9921,63	78030,03	2634,766	473,651	901060,077
POURCENTAGE	10,9	85,7	2,9	0,5	100

ii) LES ÉTAPES DE TRAITEMENT DE TRAITEMENT DU POISSON

On distingue les étapes suivantes :

- Livraison :** En caisses de 20 à 25 Kg de sardine fraîche ou congelée.
- Saumurage :** On trouve dans le bac 25 % de NaCl , on renouvelle la saumure 2 fois par jour . Le temps de saumurage dépend du calibre de la sardine.
- Étêtage-Viscération:** il s'effectue manuellement .
- Emboitage :** c'est la mise en boîtes.
- Égouttage :** par renversement des grilles .
- Cuisson :** à la vapeur 100 à 110 °C durant 25 à 20 mn
- Dosage :** à L'huile ou à la tomate (14 %)
- Sertissage et pré-lavage**
- Stérilisation :** à l'autoclave à 110 °C pendant 1 heure .
- Refroidissement et lavage :** des boîtes avec séchage.
- Étiquetage et mise en cartons.**

iii) L'EAU DANS LA CHAÎNE DE FABRICATION

Lors du traitement du poisson , de grandes quantités d'eau sont consommées, notamment au niveau du troisième poste de traitement : étêtage -viscération.

A l'emboitage , on remarque une consommation d'eau plus ou moins importante.

Le sixième poste de traitement c'est dire à la cuisson à la vapeur , et le sertissage et pré-lavage nécessitent certaines quantités d'eau avant le passage à la Stérilisation à l'autoclave.

Ainsi l'avant dernière étape de Refroidissement lavage séchage exige plus d'eau .

Les analyses uniques que fait l'unité et la vérification des boîtes à la sortie de sertisseuse par la méthode à l'éther.

Dans la chaîne de traitement classique de la sardine (figure N° 9) , on introduira une unité d'ultrafiltration juste après le troisième poste de traitement étêtage - Viscérage où on recueillera du perméat que l'on pourrait recycler et du retentat riche en protéines que l'on orientera vers une unité de séchage.

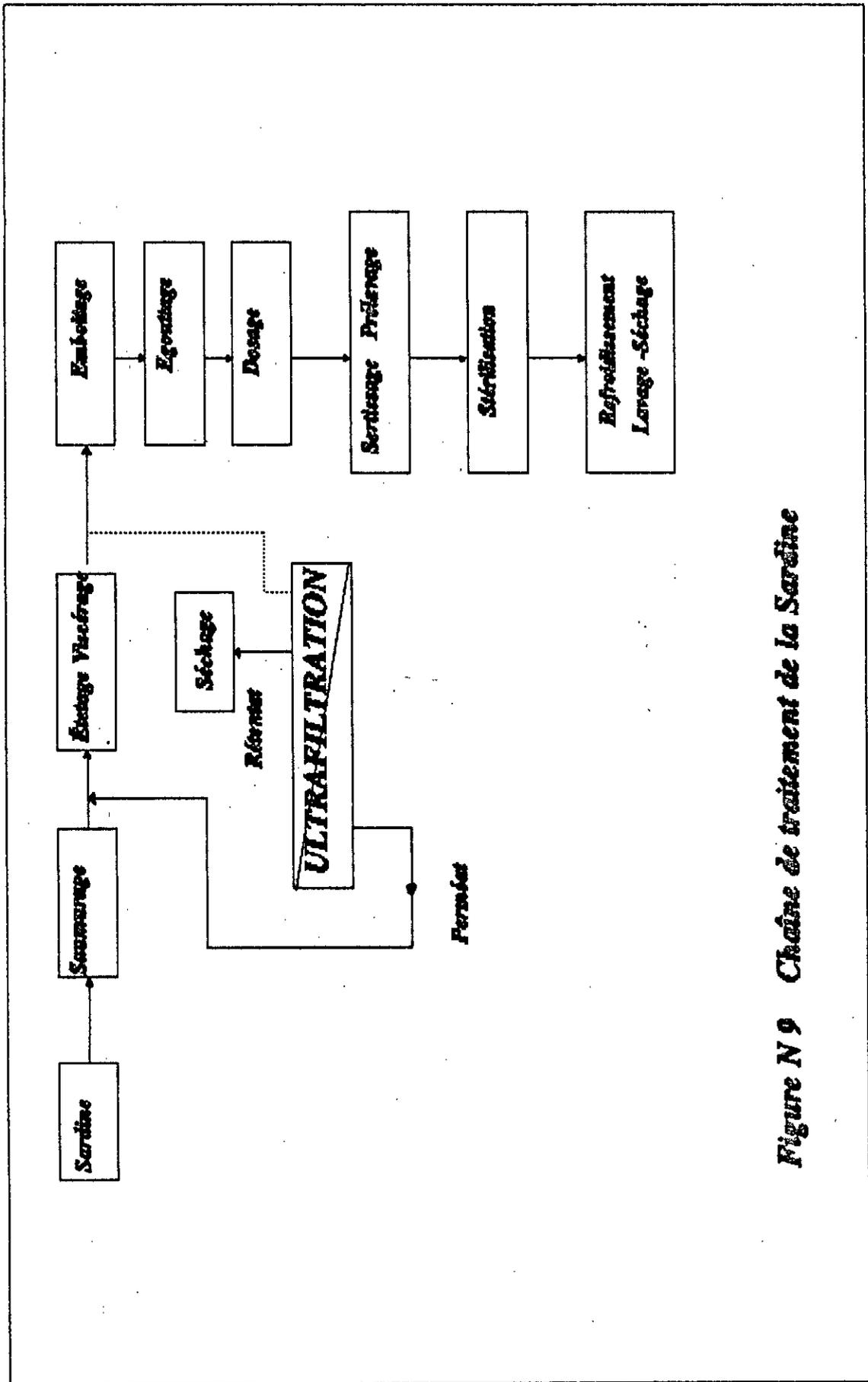


Figure N 9 Chaîne de traitement de la Sardine

CHAPITRE DEUX

MATÉRIEL ET MÉTHODES

2.1. ANALYSE DE L'ÉCHANTILLON

Le eaux de lavage de poissonnerie sont très riches en matières organiques (essentiellement de protéines solubles) . Celle-ci représentent environ 25 % de la masse protéique totale du poisson , elles sont actuellement perdues dans les eaux de lavage .

Lors du traitement de poisson à la conserverie de DELLYS. de grandes quantités d'eaux sont consommées , de L'ordre de 50 m³/jour , notamment au niveau ^{du} poste d'étêtage -viscérage où se situe notre point de prélèvement de l'échantillon.

Ainsi , l'échantillon est transporté dans des Jerricans en plastique propres. La conservation de l'échantillon se fait dans des glacières en ajoutant de l'azoture de sodium empêchant tout développement de flore bactérienne .

Les eaux de lavage de poissonnerie sont stockées dans l'obscurité à basse température de l'ordre de 4 °C pendant plusieurs jours .

L'effluent brut débarrassé de ses matières grasses par la méthode de centrifugation (comme prétraitement) possède les caractéristiques suivantes :

Tableau 10 : Caractéristiques des eaux de lavage de poissonnerie.

Caractéristique	Concentration
Protéines Solubles :	5 g/l (2 à 6 g/l)
Azote Total Kjeldahl (NTK)	1.12 g/l
Matières en Suspension (MES)	3 g/l (0.7 à 5 g/l)
Matière sèche (MS)	15 g/l (13 à 17 g/l)
Demande Biochimique en Oxygène (DBO ₅)	8700 mg d'O ₂ /l (6800-10.600 mg d'O ₂ /l)
Demande Chimique en Oxygène (DCO)	9300 mg d'O ₂ /l (7100-11500 mg d'O ₂ /l)
pH	7,00
Matières Volatiles en suspension (MVS)	1,1 g/l (1,0 à 1,2 g/l)

2.2 PRÉTRAITEMENT DE L'ÉCHANTILLON :

Comme prétraitement de l'eau de lavage de poissonnerie , on a opté pour le procédé de centrifugation où on opère à 10.000 TOURS /minute pendant 10' à une température de 16 °C dans le but d'éliminer le problème des fibres qui proviennent du tissu conjonctif et aussi des matières grasses qui ont la réputation d'être très colmatantes vis à vis des membranes d'ultrafiltration

2.3 DISPOSITIF DE L'ULTRAFILTRATION

Au cours de nos travaux de recherche , on a utilisé deux types de dispositifs :

- Un premier dispositif d'ultrafiltration monté au niveau du laboratoire de Biotechnologies
- Un deuxième dispositif , un pilote mixte de microfiltration et d'ultrafiltration; le MICROLAB 130 S de la firme GAMMA FILTRATION.

2.3.1 PREMIER DISPOSITIF

L'installation d'ultrafiltration comporte les éléments suivants :

- Une cellule tubulaire ou plane d'ultrafiltration.
- Un système d'alimentation fonctionne à partir d'une pompe doseuse .
- Un circuit de recirculation comportant :
 - * Une pompe centrifuge .
 - * Un échangeur de chaleur
 - * Un débitmètre
- Des prises de pression P1 et P2 permettant de mesurer les pressions d'entrée et de sortie du module d'ultrafiltration ainsi que la déduction des pertes de charge de ce système .
- Une bouche d'évacuation de la solution du circuit (vidange) .

Le dispositif est schématisé sur la figure (10).

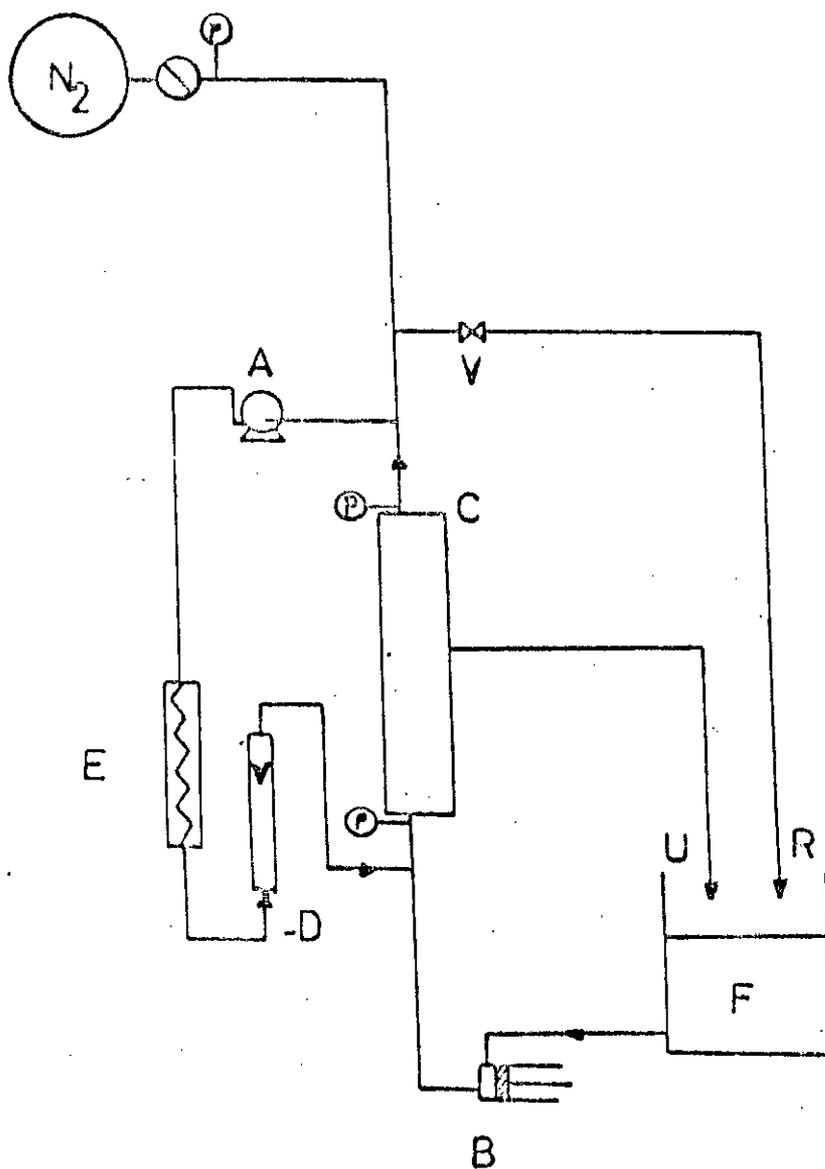


Fig. 10 .Schéma d'une installation expérimentale d'ultrafiltration

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 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 |

3.1.4 MODES OPÉRATOIRES

i) Le tracé de la courbe solvant pour une membrane neuve s'effectue suivant la procédure suivante :

- 1) Rincer convenablement la membrane avec de l'eau.
- 2) Insérer la membrane dans le module puis placer ce dernier dans le dispositif .
- 3) Remplir le système avec du solvant (eau) et laisser tourner le système à débit et pression constants (300 l/h , 1,7 bars) pendant 1 heure .
- 4) Revenir à 1 bar et après un quart d'heure faire un empotage (pour un certain volume de perméat , on note le temps correspondant pour différentes pressions transmembranaires ΔP .

En traçant J_v en fonction de ΔP on obtient la courbe solvant qui est ^{une} droite linéaire .

La perméabilité de la membrane est donnée par la pente de la droite $J_v = F(\Delta P)$
($L_p = J_v / \Delta P$ en l/hm² bar).

ii) Essai d'adsorption

Pour l'essai d'adsorption , on doit procéder comme suit :

- Refaire les mêmes étapes 1,2,3 qu'auparavant.
- Vidanger le Dispositif de l'eau et remplir dans le compartiment de la cellule avec de la solution à traiter et laisser en contact 24 h .
- Rincer la membrane à l'eau courante puis procéder à l'empotage.

iii) Tracé des courbes de Polarisation.

Le tracé des courbes de polarisation s'opère comme suit :

- 1) Remplir le bac D'alimentation par la solution à traiter .
- 2) Remplir le circuit d'ultrafiltration par la solution à traiter.

3) Remplir le circuit d'ultrafiltration par la solution en actionnant en premier sur la pompe doseuse puis la pompe centrifuge.

4) Fixer la vitesse de recirculation à l'aide de débitmètre que l'on fait varier par la suite .

5) Faire de l'empotage pour chacune des pressions transmembranaires ΔP_0 étudiées afin de suivre l'évolution du perméat .

Dans ce cas , on recircule le perméat dans le bac d'alimentation afin de travailler à concentration C_0 constante.

iv) Essai de concentration

L'Essai de concentration se déroule suivant les étapes suivantes :

1) Remplir le bac d'alimentation par un volume connu de la solution

2) Remplir le circuit d'ultrafiltration par la solution.

3) Fixer les conditions optimales de fonctionnement telles que la pression transmembranaire ΔP et la vitesse de recirculation U .

4) Ne pas recycler le perméat dans le but de concentrer la solution.

5) Suivre l'évolution du flux de perméat en fonction du temps en faisant de l'empotage pour des intervalles de temps successifs .

Ces modes opératoires sont valables aussi bien pour la membrane organique que la membrane minérale.

2.3.2. DEUXIÈME DISPOSITIF :

C'est un pilote mixte de microfiltration et d'ultrafiltration, le MICROLAB 130 S de la firme GAMMA FILTRATION .

Le MICROLAB 130 S est le résultat miniaturisé d'installations industrielles conçues pour le traitement des

milieux biologiques , ses conditions de fonctionnement sont analogues aux installations de taille plus importante .

Cette unité nous permet le choix d'une membrane d'ultrafiltration ou microfiltration parmi les principaux fabricants de membranes ainsi que la mise au point d'un produit.

L'installation comporte une pompe volumétrique d'alimentation à débit réglable suivant la plage de 200 à 800 l/h alimente une boucle dans laquelle se trouvent une pompe de recirculation et module , un débitmètre électromagnétique à débit réglable s'échelonnant entre 0 et 5 m³/h , un échangeur de chaleur .

La pression "sortie module" est réglée par une vanne à membrane .

Le débit de retour concentrat réglable entre 100 et 1000 l/h donne accès au traitement de faibles volumes .

Le tableau N° 11 résume les caractéristiques générales de l'unité.

Tableau N° 11 : Caractéristiques générales de l'installation

CARACTÉRISTIQUES GÉNÉRALES	
température maximale du système	95 °C
Viscosité maximale	900 cps
Pression Maximale du Système	8 Bars
Volume de la cuve	25 litres
Surface membranes	
PCI Ultrafiltration	0,86 m ²
CERAVER 0,1 µm minéral	0,20 m ²
Puissance installée	4,1 KW

Une sonde de température permet de connaître la température du fluide au voisinage de la membrane , la lecture de l'indicateur de température se trouve sur la façade de l'armoire électrique . Sur l'indicateur de température , on y trouve 2 points de consigne réglables et un point mesure .

- Le premier point de consigne de température permet la régulation de la température et le déclenchement de l'électrovanne EV3 où se fait la convection sur le circuit de refroidissement .

- Le deuxième point de consigne de température permet de fixer l'alarme maximale de température .

Deux capteurs de pressions ou transmetteurs de pressions sont placés l'un à l'entrée du module , l'autre à la sortie du module, permettent de mesurer à chaque instant la valeur de la pression en faisant la lecture sur les 2 indicateurs de pression placés sur la façade de l'armoire électrique

Sur l'indicateur de pression d'entrée module ou sortie module on trouve 2 points de consignes réglables et un point mesure.

- Le premier point de consigne donne la valeur de la pression minimale .

- Le deuxième point de consigne donne la valeur de la pression maximale .

Le dispositif d'ultrafiltration est schématisé sur la figure N°41

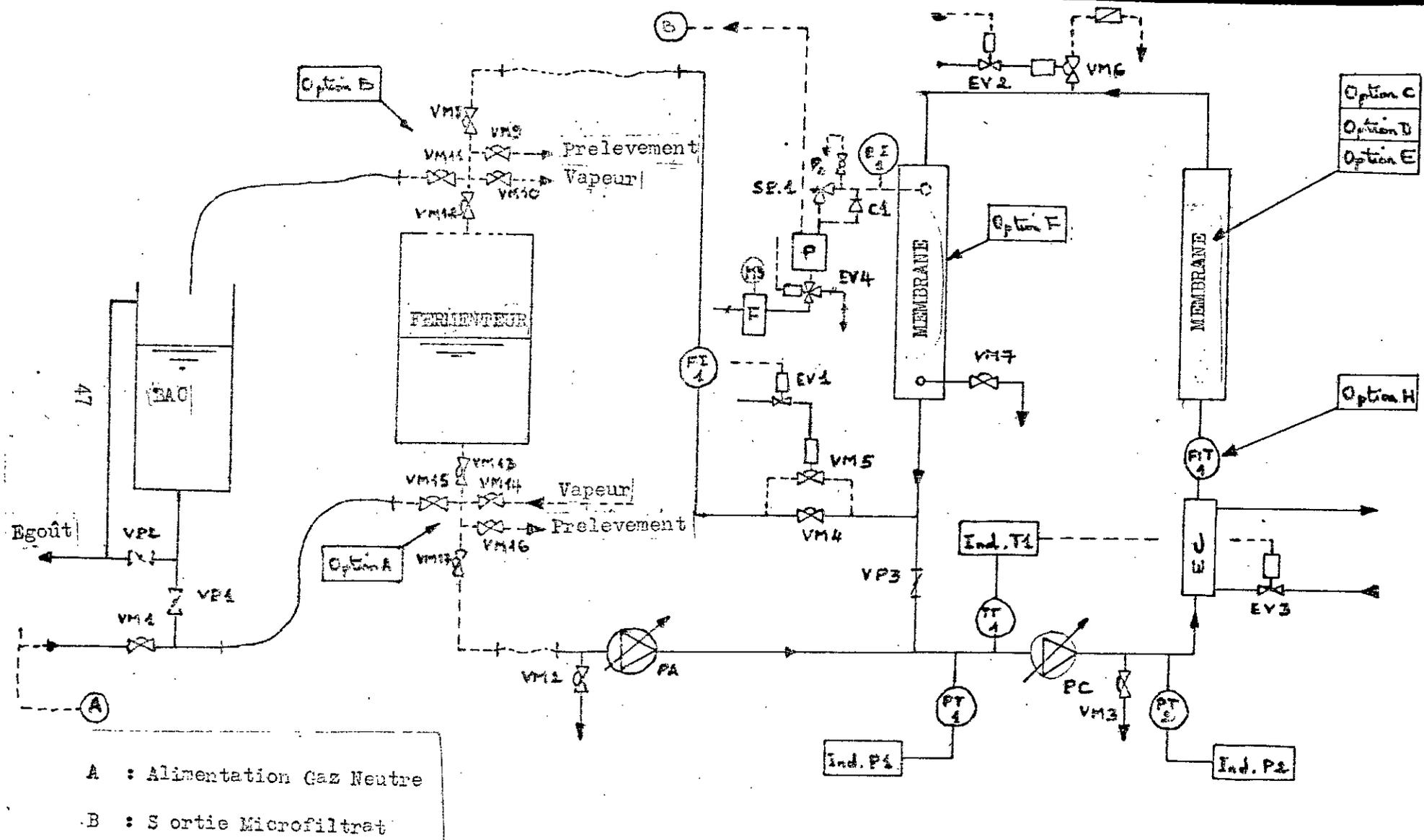


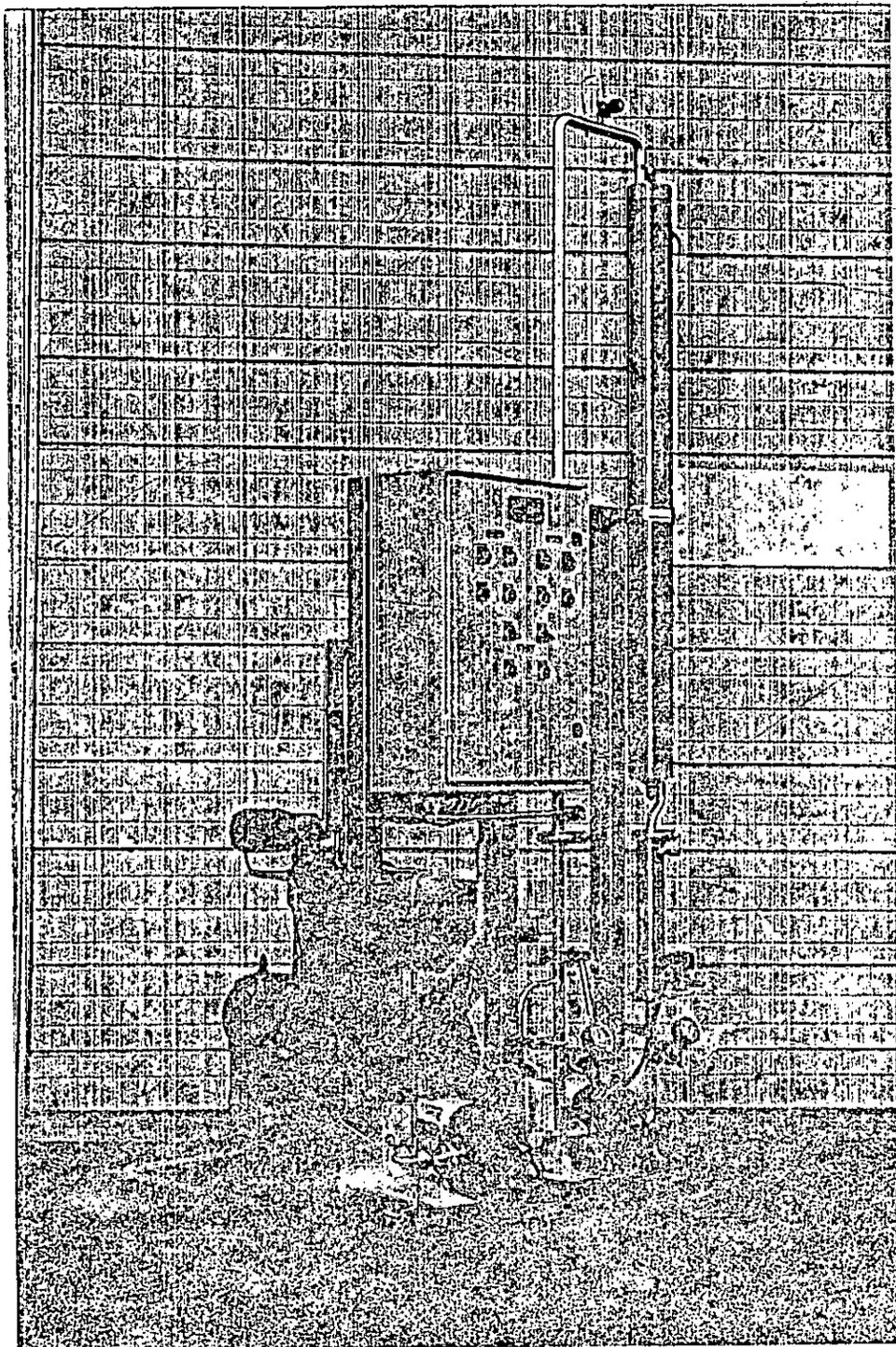
Figure N° 11 : Unité Mixte de Microfiltration et d'Ultrafiltration
 MICROLAB 130 S

Tableau 12 : Légende

REPERES	DESIGNATIONS
VP1	Vanne d'alimentation
VP2	Vanne de vidange de cuve
VM1	Vanne d'arrêt vapeur
VM2	Vanne de purge de la pompe d'alimentation
PA	Pompe D'alimentation
PT1- PT2	Capteur de Pression d'entrée et Sortie Module
PI ₁ PI ₂	Indicateurs numériques de Pression
PC	Pompe de circulation
VM3	Vanne de purge de la pompe de circulation
VM6	Vanne de purge d'air de la boucle
M	Module porte membranes
VP3	Vanne d'ouverture de boucle
FIT	Débitmétrie électromagnétique de Boucle.
TT1	Sonde de température Pt 100 DIN
TI ₁	Indicateur Numérique de Température.
Ech	Echangeur de Chaleur
EV3 ^C	électrovanne
VM4	Vanne de réglage de pression.
VM7	Vanne de vidange Perméat
P _a	Robinet de purge d'air Perméat
SP1	Soupape de réglage de pression
P	Pression de décolmattage.
C1	Clapet anti-retour
FI ₁	Débitmètre Retentat
M3	Manomètre de Pression du perméat

MONTAGE PCI

=====



MICROLAB 130 S

2.3.1.1 Modes Opératoires :

i) Contrôle de perméabilité .

Il existe deux possibilités de déterminer la perméabilité hydraulique L_p de la membrane soit en opérant en statique , soit en circulation.

Ainsi , on doit opérer comme suit :

- 1) Remplir le bac d'eau froide en dirigeant les sorties concentrat et perméat sur le bac de d'alimentation .
- 2) Ouvrir la vanne d'alimentation produit VP1 , la vanne de réglage de pression VM4.
- 3) En statique , la pompe de circulation ne fonctionne pas , régler la vanne de réglage de pression VM4 , puis faire de l'emportage pour les différentes pressions transmembranaires ΔP .
- 4) En circulation , fixer un débit de circulation puis procéder à l'emportage pour les différentes pressions transmembranaires ΔP .

ii) Essai de Concentration

Membranes Minérales

On doit suivre les étapes suivantes :

- 1) Remplir le bac d'alimentation par la solution à traiter .
- 2) Ouvrir la vanne d'alimentation produit VP1 , la vanne de réglage de pression VM4.
- 3) Régler la consigne de température
- 4) Régler les alarmes de pression mini et maxi.
- 5) S'assurer que la soupape de réglage de pression SP1 est bien fermée .
- 6) Fermer la vanne d'ouverture de la boucle VP3
- 7) Démarrer la pompe d'alimentation
- 8) Dès l'obtention de débit de retentat (500 l/h).
- 9) Démarrer la pompe de circulation et fixer le débit de circulation désiré..
- 10) Régler la vanne de réglage de pression VM4
- 11) Recycler le perméat et le concentrat sur le bac pendant 15 mn .

- 12) Faire l'essai de concentration.
- 13) En Fin de traitement :
 - Stopper l'essai de concentration.
 - Ouvrir la vanne de réglage de pression VM4.

MEMBRANES ORGANIQUES

On doit opérer comme suit :

- 1) Remplir le bac d'alimentation par la solution à traiter .
- 2) Ouvrir la vanne d'alimentation produit VP1 , la vanne de réglage de pression VM4.
- 3) Régler la consigne de température
- 4) Régler les alarmes de pression mini et maxi.
- 5) Démarrer la pompe d'alimentation PA
- 6) Dès l'obtention du débit de retentat (500 l/h) , démarrer la pompe de circulation PC et fixer le débit de circulation désiré
- 7) Régler la vanne de réglage de pression VM4
- 8) Recycler le perméat et le concentrat sur le bac pendant 15 mn..
- 9) Faire l'essai de concentration

En fin de traitement :

- Stopper la pompe de circulation Pc et la pompe d'alimentation PA
- Ouvrir la vanne de réglage de pression VM4.

iii) Courbes de Polarisation $J_v = F(\Delta P)$.

Pour le tracé des courbes de polarisation , on suivra les mêmes étapes que l'essai de concentration sauf que cette fois-ci la sortie perméat est recyclée sur le bac d'alimentation. et qu'on fait varier la pression transmembranaire ΔP pour chaque vitesse de circulation fixée.

2.4 LES MEMBRANES D'ULTRAFILTRATION

Lors de cette étude , deux types de membranes sont testés :

- Les membranes organiques telles que :

- * Les IRIS 3038 RHONE POULENC
- * Les PCI

ces deux membranes possèdent un seuil de coupure de 20.000 Daltons

- Les membranes minérales telles que :

- * La CARBOSEP TECHSEP M4 de seuil de coupure 20.000 Daltons
- * La CERAVÉR 0,1 μm

2.4.1 MEMBRANES MINÉRALES :

2.4.1.1 Membrane céramique multicanal (CERAVÉR) 0,1 μm :

Les techniques de filtration tangentielle sont en pleine évolution .leurs applications aux domaines extrêmes de pression, de température et de pH ont conduit au développement des membranes qui allient une finesse de texture bien maîtrisée à une grande robustesse .

Un élément filtrant multicanal comprend :

1) LE SUPPORT :

Le support constitué d'un corps rigide en alumine δ de structure macroporeuse très perméable et en même temps très solide (Figure 12 ..).

Le diamètre des pores est environ de 15 μm comportant plusieurs canaux parallèles d'un diamètre de 4 mm dont la surface intérieure est revêtue de la membrane.

La configuration géométrique de l'élément filtrant est représentée sur la figure n°13 .

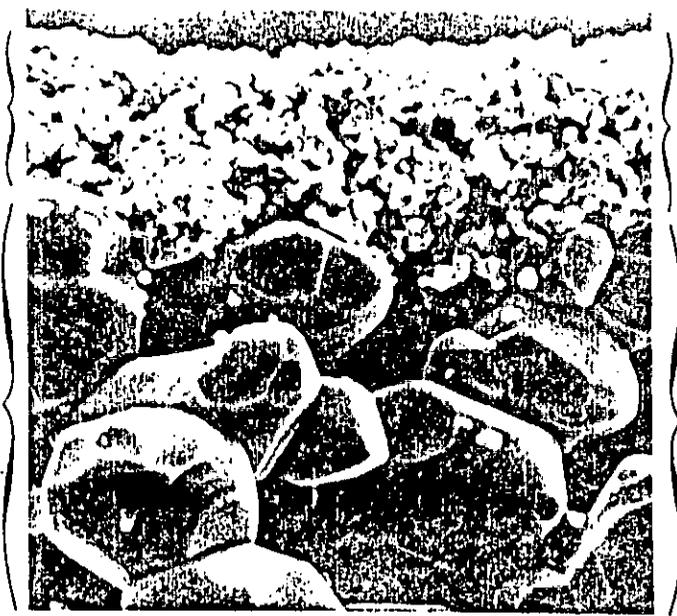
Le liquide à ultrafiltrer circule dans chacun des canaux et le perméat s'écoule à travers la membrane puis chemine dans le support entre les canaux pour sortir par la surface latérale extérieure.

Une membrane mince
en céramique.

A thin ceramic
membrane.

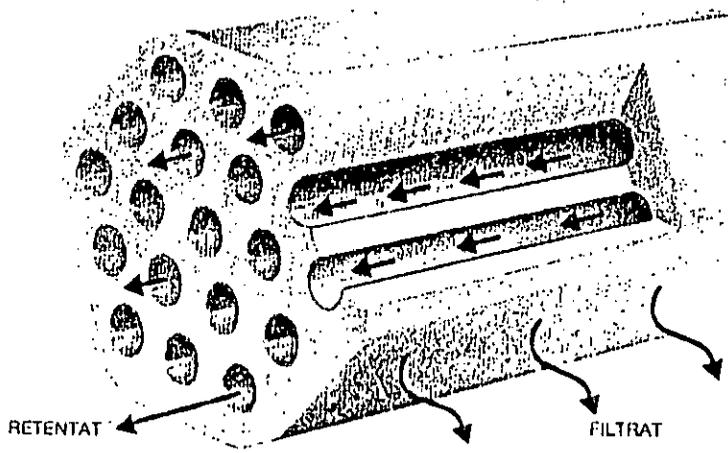
Un support céramique
à porosité grossière.

A ceramic
support with a
coarse porosity.



Photographie au MEB d'une coupe du support et de la membrane.
SEM photograph of a cut through the support and the membrane.

Figure N° 12



Principe de la filtration tangentielle dans un multicanal.
Cross-flow filtration principle in a multichannel element.

Figure N°13

Grâce à la très grande perméabilité du matériau support , la perte de charge due à l'écoulement de l'ultrafiltrat à travers le support est en général tout à fait négligeable par rapport à la perte de charge liée à la traversée de la membrane [68].

La géométrie multicanal présente plusieurs avantages :

- Une très grande robustesse puisque le média filtrant se comporte comme un barreau épais de matériau support .
- La possibilité sans perdre sur la robustesse , de réaliser des canaux des petits diamètres , avec les avantages qui en découlent :
 - * Faible débit de recirculation dans la boucle de filtration
 - * Faible consommation d'énergie
 - * Faible volume mort .
- Une grande compacité à surface membranaire égale .

caractéristiques du support

- Composition : $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$
- Diamètre moyen des pores : 15 μm
- Diamètre du canal : 4 mm
- Nombre de canaux : 19
- Longueur : 850 mm
- Surface utile de membrane P19-40:0,20 m^2
- Pression d'éclatement: > 100 bars

ii) LA MEMBRANE .

La membrane constituée d'une ou plusieurs couches de céramiques à porosité finement calibrée . Le support et la membrane sont liés de façon monolithique par frittage .

D'une manière générale , on distingue deux grandes familles :

- Les membranes de microfiltration en alumine alpha de diamètre des pores allant de 0,2 μm et 1,2 μm .

- Les membranes d'ultrafiltration en alumine γ dont le diamètre des pores varie de 4.0 Å à 1000 Å.

Caractéristiques des membranes d'ultrafiltration.

- Composition : γ - Al_2O_3
- Diamètre des pores : 1000 Å
- Résistances à la corrosion : limitées.

2.4.1.2 MEMBRANES CARBOSEP TECHSEP M4

La membrane CARBOSEP TECHSEP M4 est la membrane constituée d'une couche interne poreuse en oxyde de Zirconium dont l'épaisseur est de l'ordre du micron, supportée sur du carbone de porosité beaucoup plus grande, est montée dans une cellule tubulaire constituée d'un tube en PVC.

Cette membrane possède un seuil de coupure de 20.000 Daltons. La membrane présente un diamètre interne de 6 mm et une longueur de 34 cm.

La surface de la membrane est de 64,06 cm².

2.4.2 MEMBRANES ORGANIQUES

2.4.2.1. MEMBRANE IRIS 3038 (RHONE POULENC)

C'est une membrane plane préparée à partir d'une solution de 2 polyélectrolytes de charge opposée dans un solvant le diméthyl-formamide par le procédé d'évaporation-coagulation.

Le stockage des membranes se fait dans une solution aqueuse glycinée (3%). Avant chaque utilisation de la membrane, on doit éliminer la glycérine par un lavage à l'eau.

Les caractéristiques de la membrane sont données sur le tableau suivant :

Tableau N°13 Caractéristiques de la membrane IRIS 3038

CARACTÉRISTIQUE	
Seuil de coupure	20.000 Daltons
Surface utile de la membrane dans le Module	56 .10 ⁻⁴ m ²
pH et Température de Fonctionnement	jusqu'à 60 °c de pH 4 à 10
Pression Maximale d'utilisation	2.5 bars
Tolérance du Chlore libre	/

La membrane est placée entre les deux compartiments d'une cellule faite à base de plexiglass.

Des joints de TÉFLON permettent d'obtenir des épaisseurs de veine fluide variables .

2.4.2.2.MEMBRANE PCI

C'est une membrane synthétique composite dont la surface intérieure est revêtue par du papier synthétique .

La membrane est présentée sous forme de tubes de diamètre intérieur 12,46 mm et de longueur L = 1220 mm.

les caractéristiques de la membrane sont données sur la tableau suivant :

Tableau N°14 Caractéristiques de la membrane PCI BX6

CARACTÉRISTIQUE	
Seuil de coupure	20.000 Daltons
Surface utile de la membrane dans le Module	0.86 m ²
pH et Température de Fonctionnement	jusqu'à 70 °c de pH 2 à 12 jusqu'à 60 °c de pH 2 à 13
Pression Maximale d'utilisation	15 bars
Tolérance du Chlore libre	jusqu'à 500 mg/l

Les membranes doivent être stockées dans un endroit frais et sec . La température doit être comprise entre +4 °C et + 30°C.

2.5 LES DIFFÉRENTS TYPES DE MODULES UTILISÉS

2.5.1 LE MODULE CERAVER TUBULAIRE .

Les éléments céramiques sont assemblés dans des carters (modules) en acier inoxydable 316 L .

Le module comprend :

- a) une enceinte
- b) un ensemble de céramique
- c) une liaison entre les deux par l'intermédiaire d'un joint .

Ce module permet la collecte du perméat avec une récupération par deux sorties latérale (figure N° 14 ,15).

Le montage dans un circuit hydraulique est facilité par des colliers de serrage . Les dimensions des carters sont indiquées sur le tableau suivant

Tableau 15: Dimensions des carters

	A (mm)	B (mm)	C (mm)	D (mm)
1 P 19-40 (0.2 m ²)	869	50,3	63,5	38

Les joints entre céramique et carter peuvent être :

- Un joint en silicone commun à toute la tête de module.
- Des joints individuels pour chaque élément céramique , en polymère fluoré, en EPDM , en silicone , ou parfois sur demande en autre élastomère .

2.5.2 MODULE PCI TUBULAIRE

Le module est composé de plusieurs monotubes de diamètre 12,50 mm . Le module est schématisé sur la figure 16 . La longueur des modules PCI est de 1220 mm.

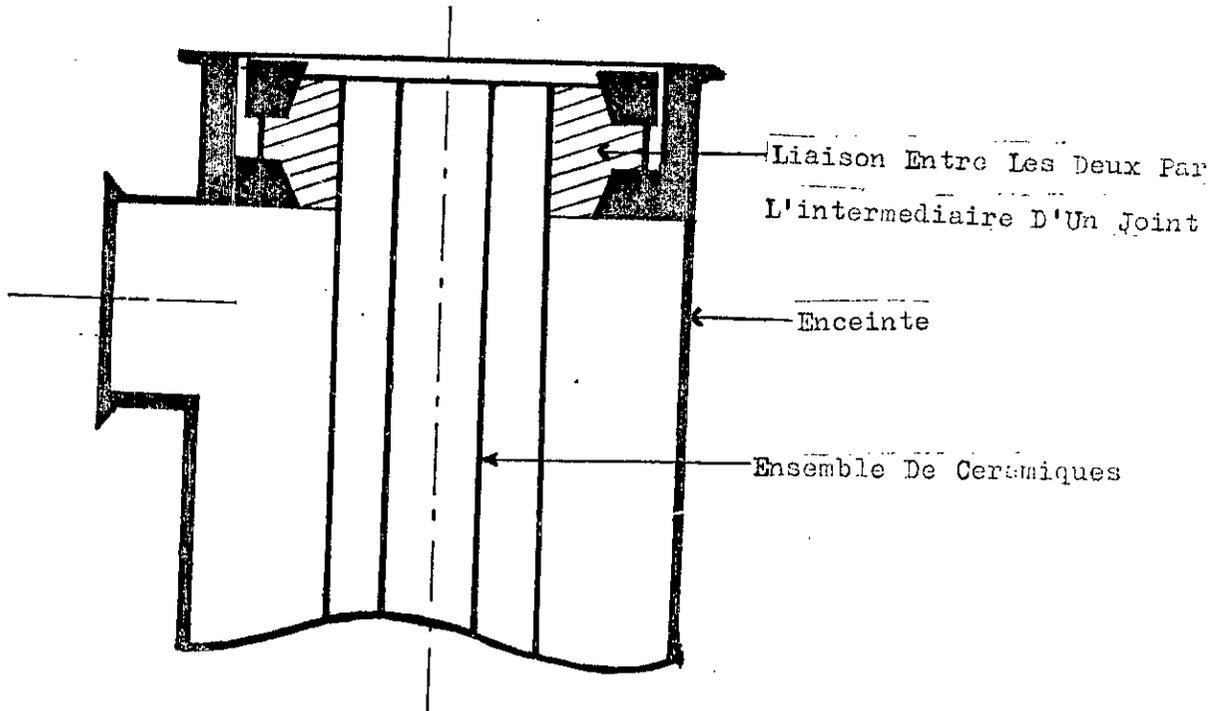


Figure N°14 Schéma Du Montage En Module A Une Céramique

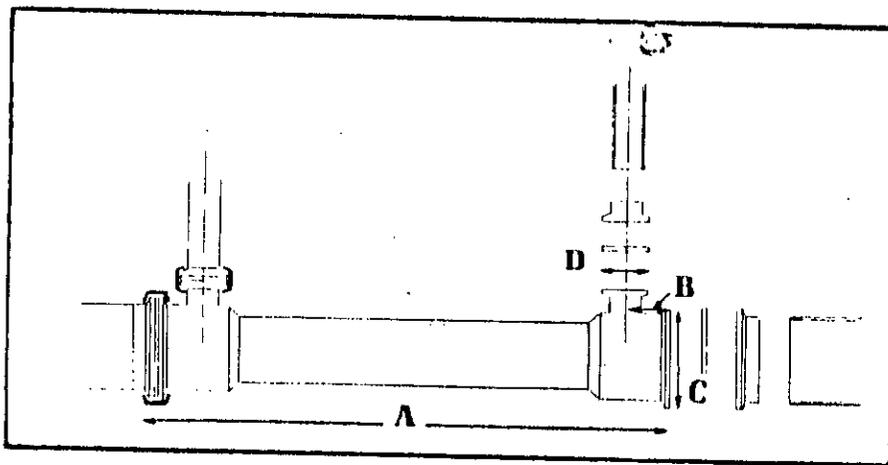


Figure N°15 Schéma Des Carters De La Membrane

CERAVIER

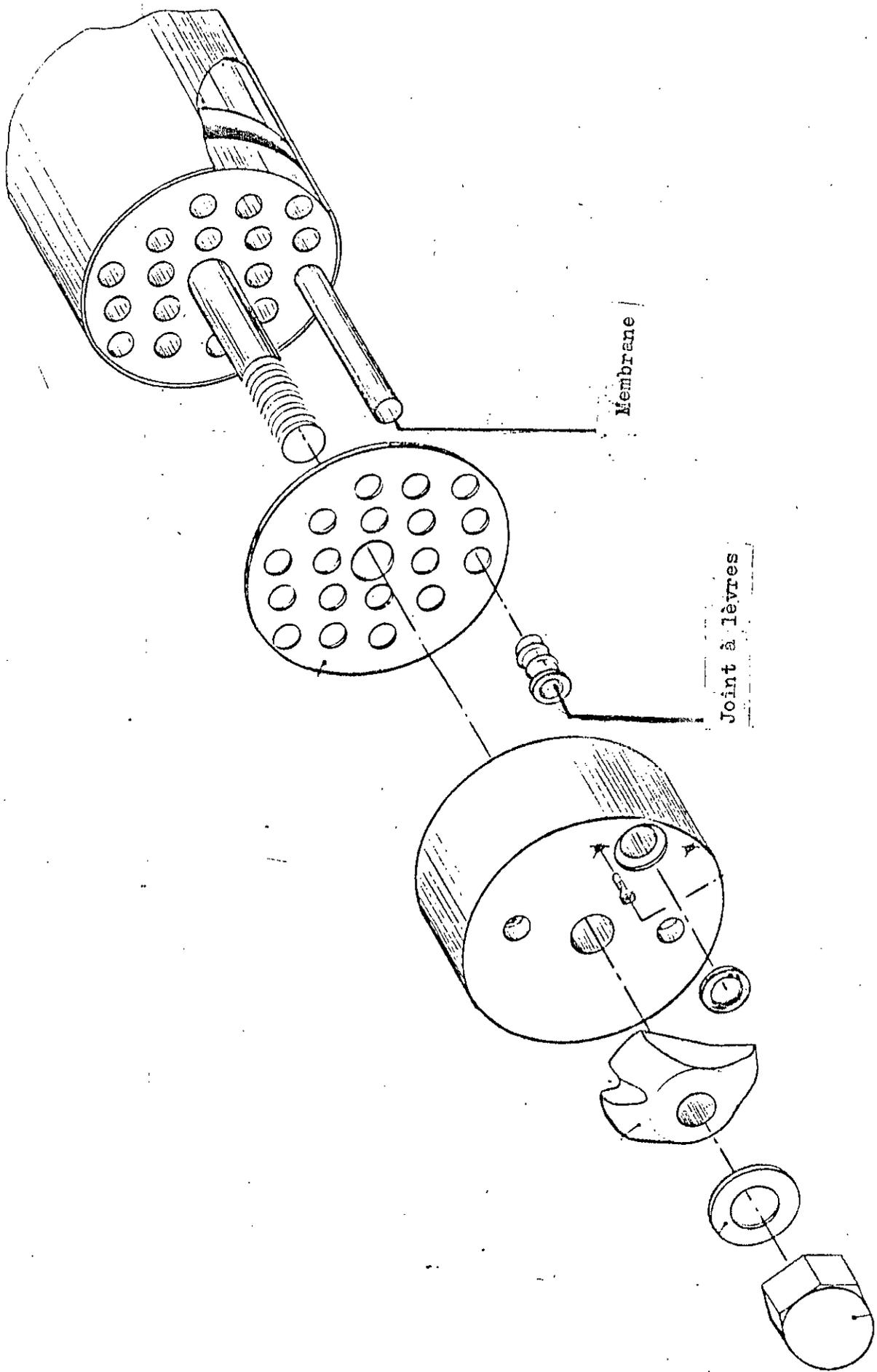


Figure N° 16 : Schéma du Module PCI :

2.5.3 MODULE PLAN (IRIS 3038 RHONE POULENC)

C'est un module plan fabriqué à base de plexiglass présentant deux compartiments réalisés au niveau du laboratoire des biotechnologies .

Le module est schématisé sur la figure N° 17

Des joints en TÉFLON permettent d'obtenir des épaisseurs de veine fluide variables et de régler la distance grille - membrane et en même temps d'avoir une bonne étanchéité.

La pression maximale d'utilisation est de l'ordre de 3.5 bars . La température peut atteindre des valeurs de 80 °C mais toutefois est limité par la membrane IRIS 3038 utilisée pour ce type de module qui ne permet pas de dépasser la température de 60 °C.

2.5.4 MODULE DE LA MEMBRANE CARBOSEP TECHSEP M4 TUBULAIRE.

Le module est constitué d'un tube en PVC dans laquelle la membrane est insérée suivant la figure suivante , ce module a été réalisé au laboratoire des Biotechnologies de l'École Nationale Polytechnique.

La pression maximale d'utilisation est de l'ordre de 3,5 bars . La température maximale vue la présence de PVC dans le module ne peut dépasser les 80 °C.

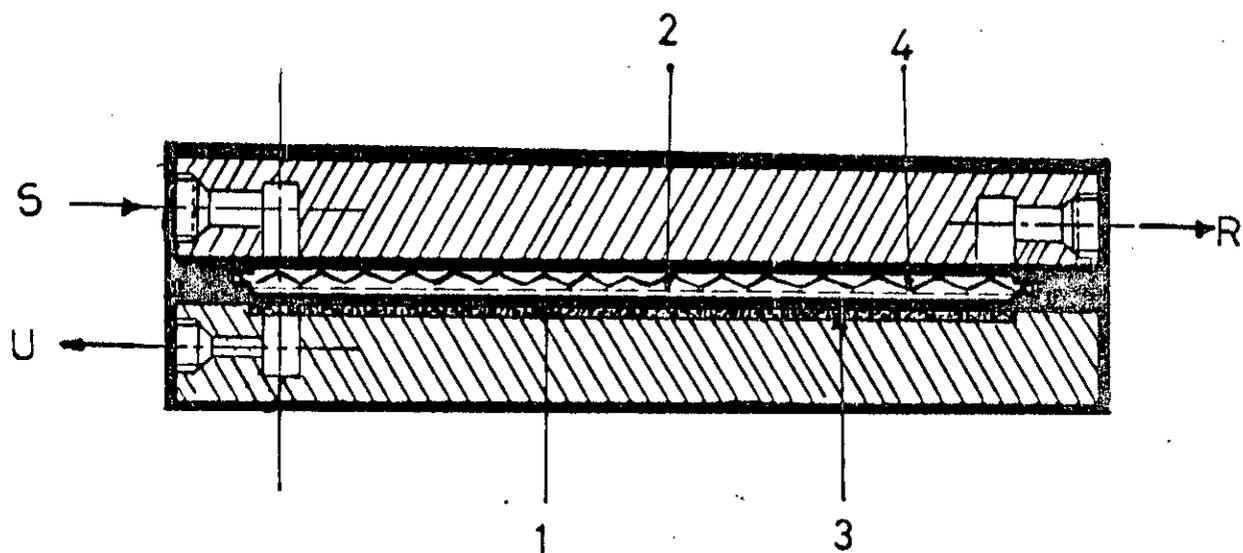


Fig .17 . Schema d'une cellule plane d'ultrafiltration

U : Ultrafiltrat
 R : Retentat
 S : Solution

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

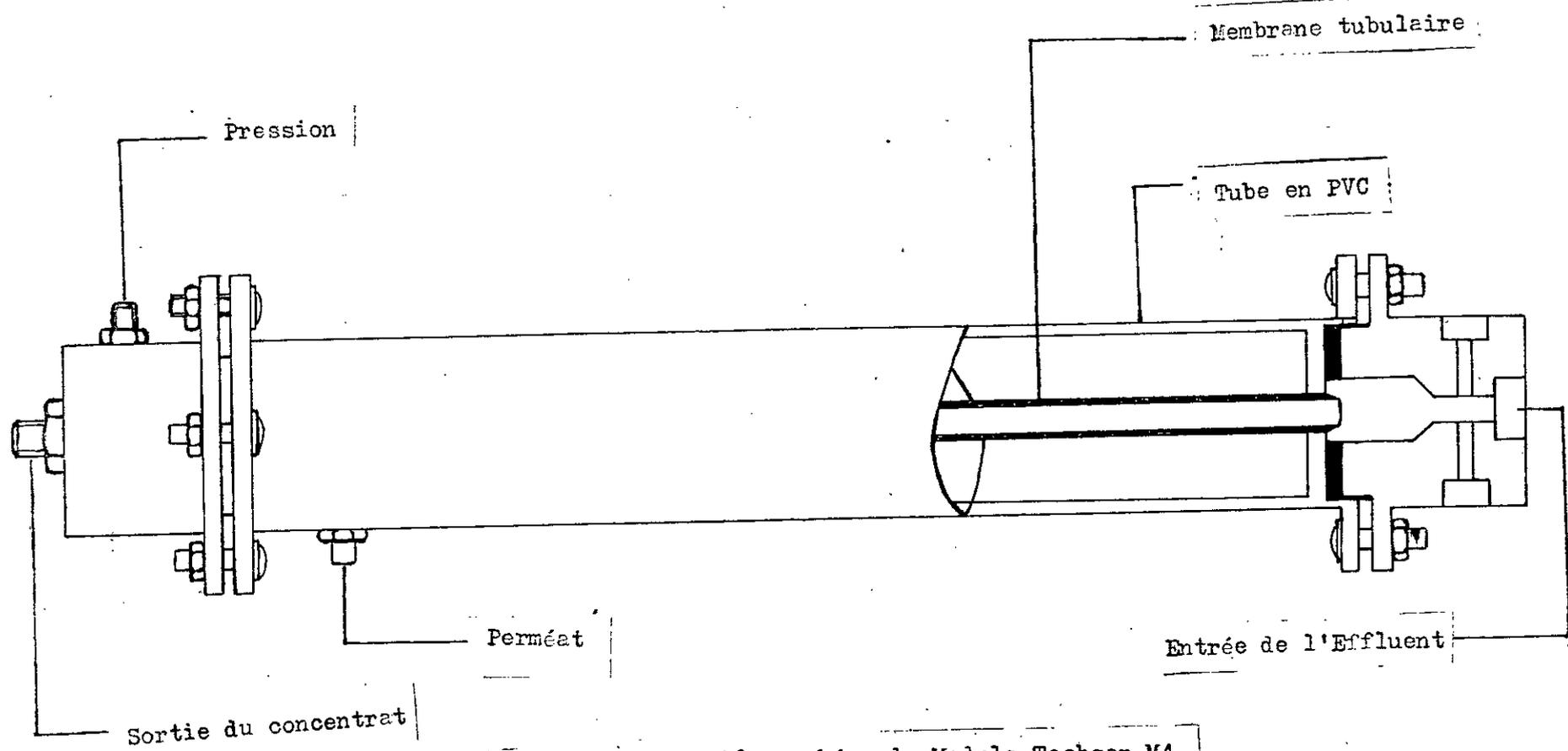


Figure N° 18 : Schéma du Module Techsep M4

RÉSULTATS ET INTERPRÉTATIONS

CHAPITRE TROIS

3.1 ÉTUDE DE L'INFLUENCE DES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES SUR LES PERFORMANCES DE L'ULTRAFILTRATION

Cette étude a été menée en s'intéressant aux différents paramètres tels que la pression transmembranaire ΔP , la vitesse de recirculation U et la concentration C_0 .

Ainsi des courbes de polarisation ont été établies pour chacune des quatre membranes utilisées dont les caractéristiques sont présentées au tableau N°16.

Tableau N°16 Caractéristiques des membranes testées

FABRICANT	NOM COMMERCIAL	MATÉRIAU	CONFIGURATI- ON	SEUIL DE COUPURE (DALTONS)	J_0 À L'EAU SOUS 1 BAR À T = 25 °C (2/4,2)
CERAVER	1P1940	ALUMINE & CÉRAMIQUE	TUBULAIRE	1.000.000	1.200
CARBOSEP TECHSEP	M4	OXYDE MÉTALLIQUE SUR CARBONE AGGLOMÉRÉ	TUBULAIRE	20.000	47
IRIS TECHSEP	3038	COPOLYMÈRE D'ACRYLONITRILE	PLANE	20.000	545,45
PCI	BX6	POLYETHERSULFONE	TUBULAIRE	20.000	61,26

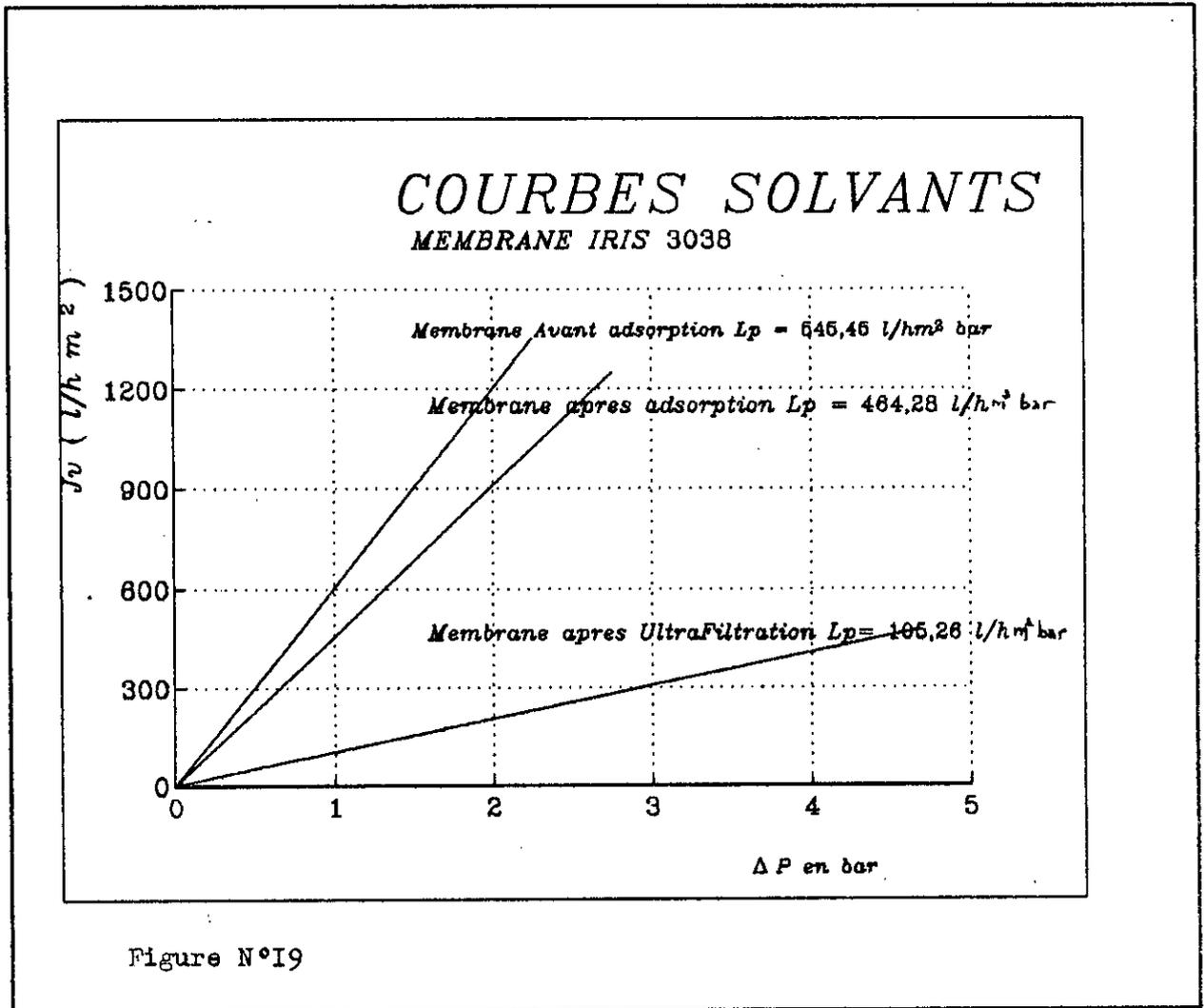
3.1.1 MEMBRANE IRIS 3038

La perméabilité à l'eau de la membrane neuve à une température de 25 °C est de 545,45 l/h m² bar.

Après un essai d'adsorption par la solution protéique de poisson de concentration $C_0 = 5,585$ g/l et pour un temps de contact de 24 heures et après rinçage de la membrane à l'eau, on trouve une nouvelle valeur de la perméabilité hydraulique

L_p adsorbée = 464,28 l/h m² bar. Le pourcentage d'abattement de la perméabilité est de l'ordre de 15 %.

Ce calcul nous révèle bien l'effet de l'adsorption des protéines sur une telle membrane .Après ultrafiltration de poisson durant 3 heures , le calcul de la perméabilité hydraulique a donné la valeur de $L_p = 105,26 \text{ l/hm}^2 \text{ bar}$ (Figure 19). Ce qui traduit que le phénomène d'adsorption réduit considérablement les performances de ce type de membrane .



3.1.1.1 INFLUENCE DE L'ÉPAISSEUR DE LA VEINE FLUIDE.

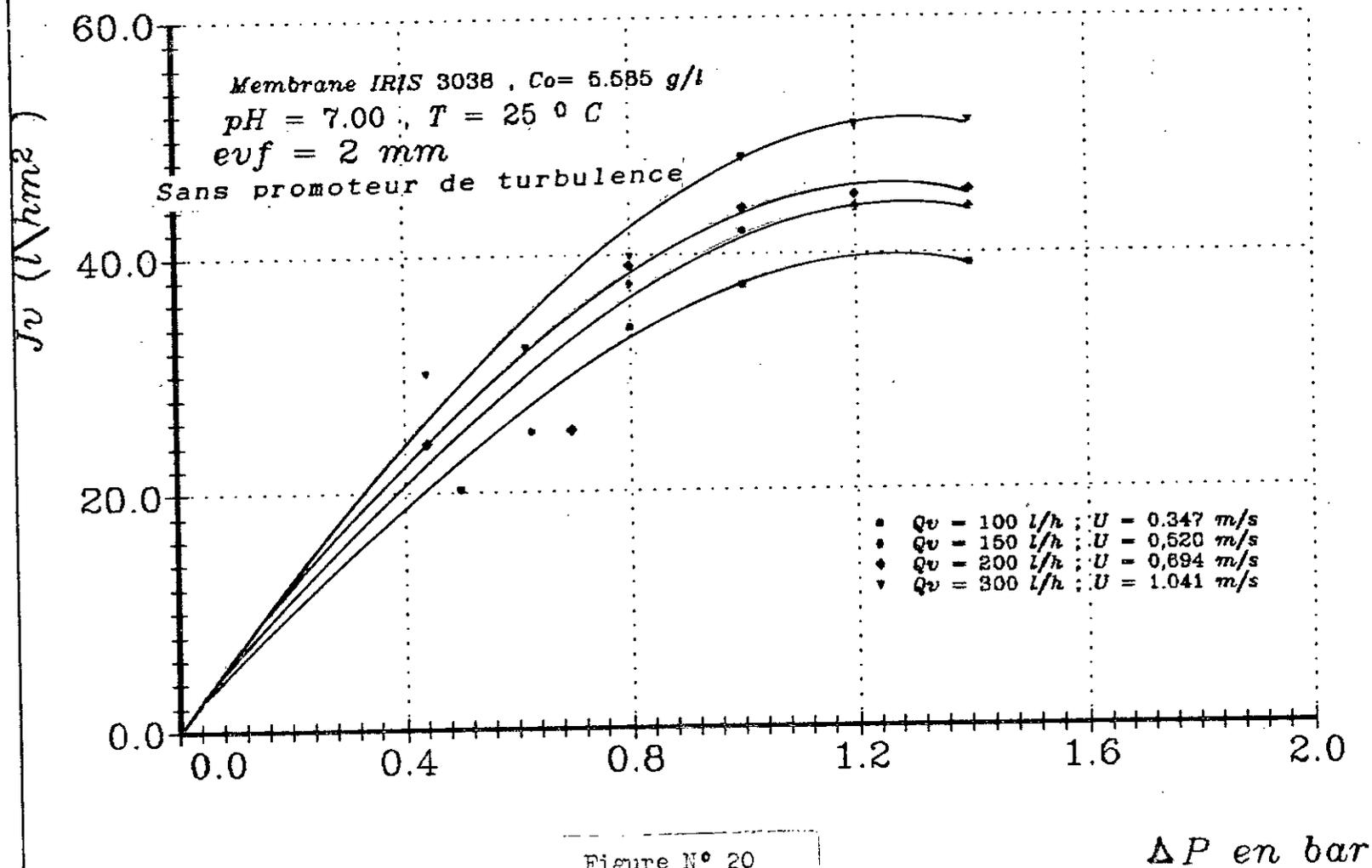
Nous avons choisi de travailler avec deux épaisseurs de la veine fluide $evf = 2\text{mm}$ et $evf = 3 \text{ mm}$.

Les différentes évolutions du flux de perméat avec la pression transmembranaire ΔP sont représentées sur les figures N° 20 et 21 .

Au départ , on remarque une évolution linéaire du flux avec la pression transmembranaire ΔP mais à un certain moment , le flux

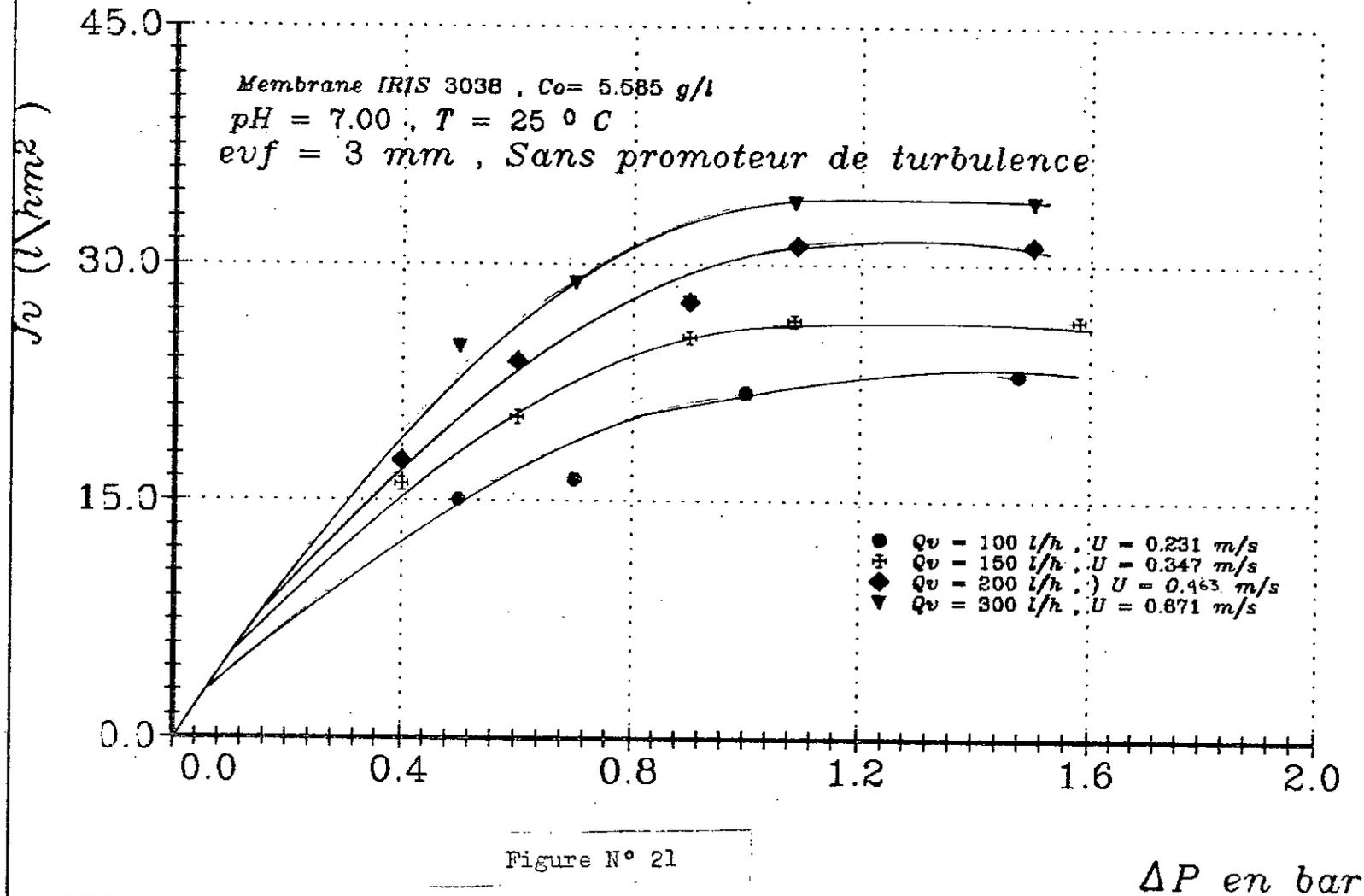
Evolution du flux de permeat

avec la vitesse de recirculation et la pression transmembranaire



Evolution du flux de permeat

avec la vitesse de recirculation et la pression transmembranaire



devient indépendant de la pression transmembranaire à $\Delta P = 1,2$ bars et tend généralement vers un palier.

D'après les figures N° 20, 21 nous constatons que les valeurs des flux de perméat à $evf = 2$ mm sont supérieures à celles obtenues à $evf = 3$ mm aux conditions expérimentales identiques .

Ce qui concorde bien avec la littérature , en effet SCHLUMPF et Coll. [43] ont montré que le débit de perméat décroît quand l'épaisseur de la veine fluide augmente et ce d'autant plus que la vitesse dans la cellule est élevée (en utilisant des émulsions huileuses).

3.1.1.2 INFLUENCE DU PROMOTEUR DE TURBULENCE (EVF = 3MM)

Nous avons utilisé un promoteur de turbulence pour une épaisseur de la veine fluide $evf = 3$ mm dans le but d'améliorer les performances du process d'ultrafiltration.

Le promoteur est constitué d'une grille en plastique placée parallèlement à la membrane, est distant d'un mm de celle-ci ($dgm = 1$ mm) .

En présence du promoteur et pour une épaisseur de la veine fluide $evf = 3$ mm, on voit bien une nette amélioration du flux de perméat sur la figure N°22.

En effet , comme le montre bien la figure N°23 des courbes de polarisation $J_v = f(\tau)$ avec et sans promoteur de TURBULENCE à une même vitesse $U = 0,463$ m/s .

Cette amélioration est due à la création de turbulence au voisinage de la membrane et une diminution de l'importance de la couche de polarisation.

Mais toutefois , nous constatons une augmentation des pertes de charge ΔP_f dues à la présence de promoteur de TURBULENCE (figure N° 24) . Ce qui nous ramène à ne pas pouvoir affirmer si l'efficacité du process a été améliorée , si l'on ne fait pas un bilan économique en tenant compte des pertes de charge .

Evolution du flux de perméat avec la vitesse de recirculation
et la pression transmembranaire

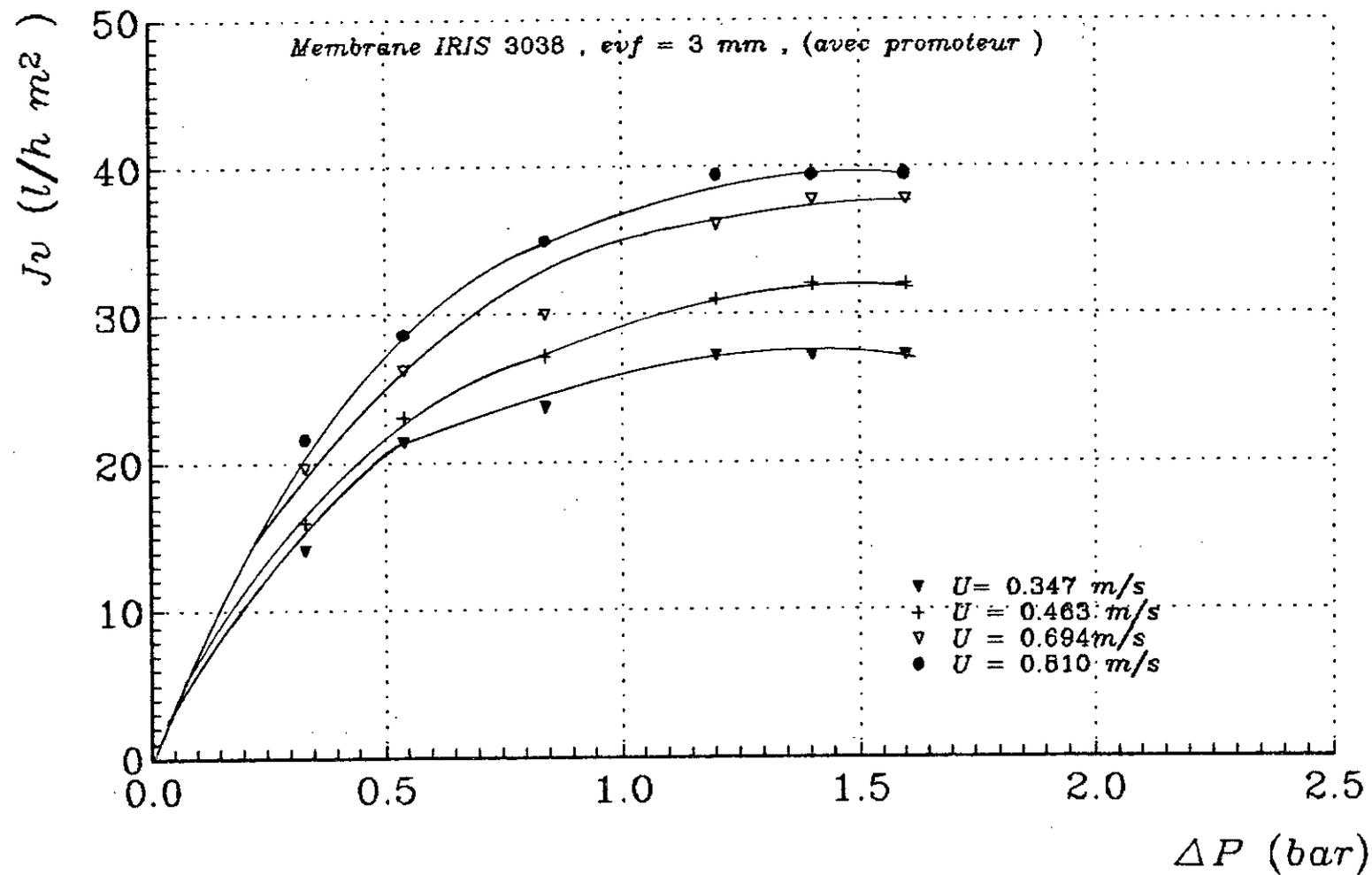


Figure 22

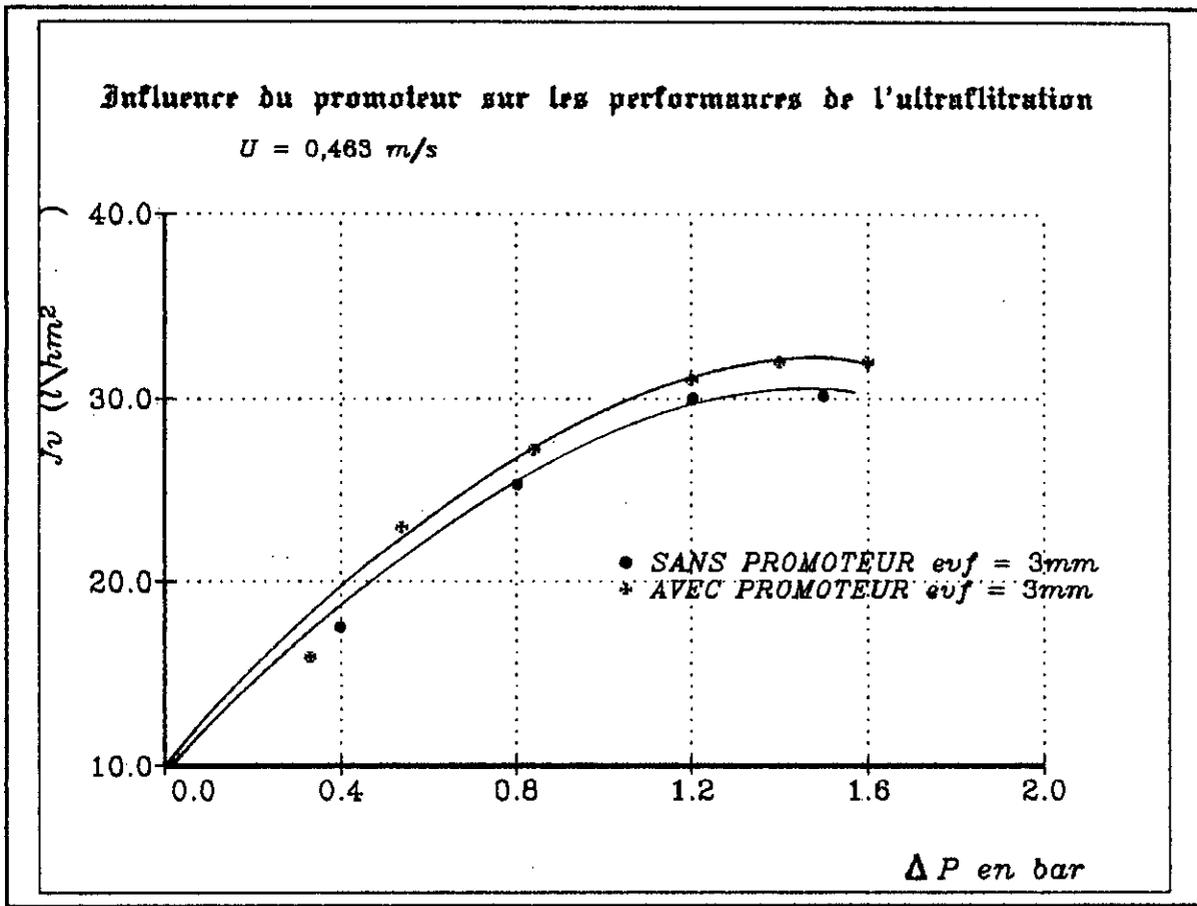


Figure 23

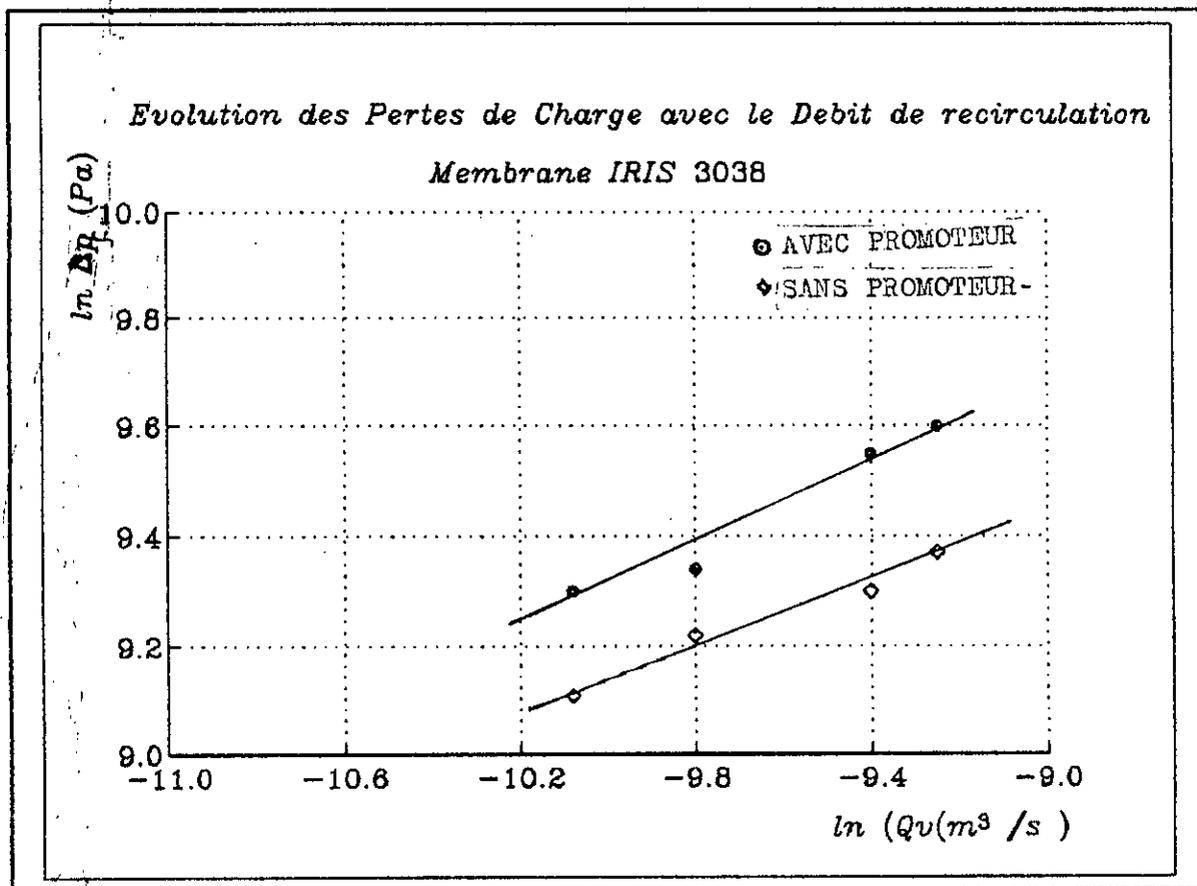


Figure 24

3.1.2 MEMBRANE TECHSEP M4

La perméabilité hydraulique de la membrane TECHSEP M4 à une température de 25 °C et de $L_p = 47 \text{ l/h m}^2 \text{ bar}$.

Après une mise en contact de la membrane dans la solution protéique de poisson de concentration $C_0 = 2 \text{ g/l}$ pendant 24 h, et après rinçage de la membrane à l'eau ; le test d'adsorption nous donne une valeur de $L_p = 44 \text{ l/h m}^2 \text{ bar}$ (figure N° 25) .

Le pourcentage d'abattement de la perméabilité hydraulique est de 6 % . Nous constatons que cette membrane subit plus faiblement les phénomènes d'adsorption que la membrane plane organique IRIS 3038.

Essai d'adsorption

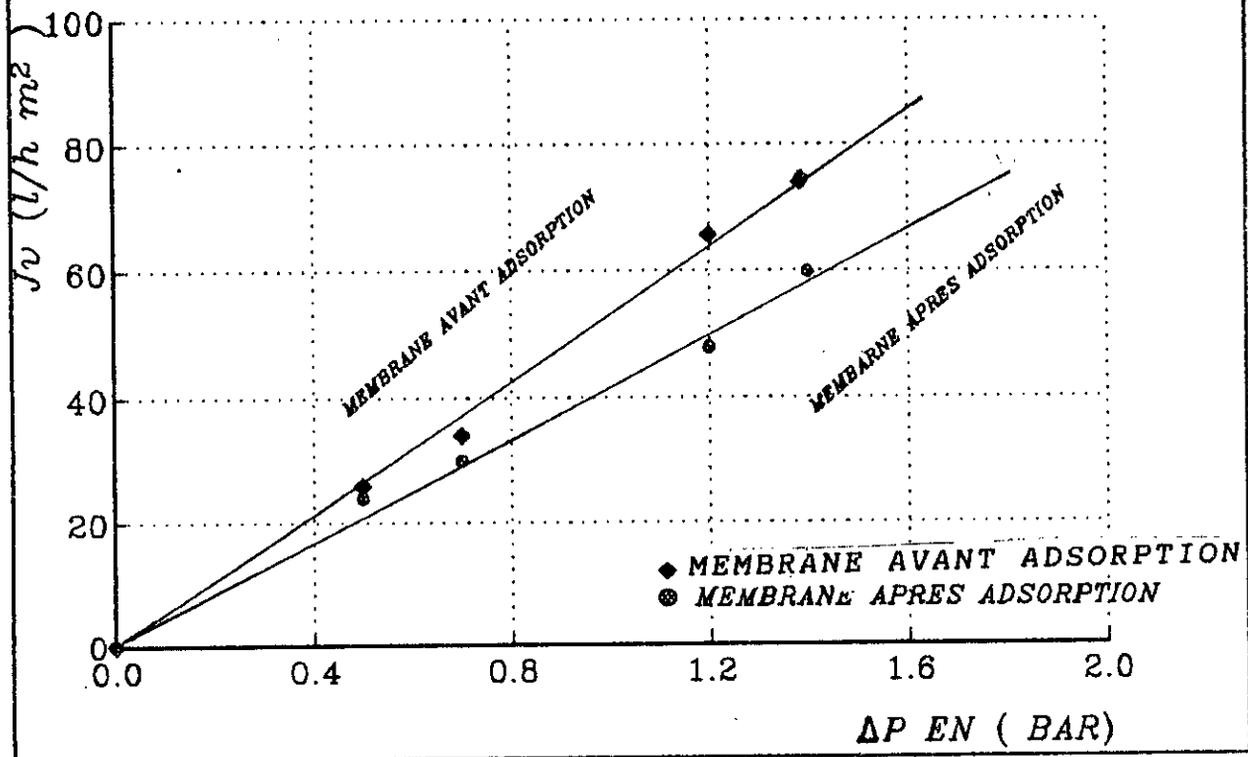


Figure N°25

3.1.2.1 INFLUENCE DE LA VALEUR DE RECIRCULATION ET DE LA PRESSION TRANSMEMBRANAIRE SUR LE FLUX DE PERMÉAT.

Le Flux de perméat J_v (l/h/m²) en fonction de la pression transmembranaire ΔP est représenté sur la figure N°26 .

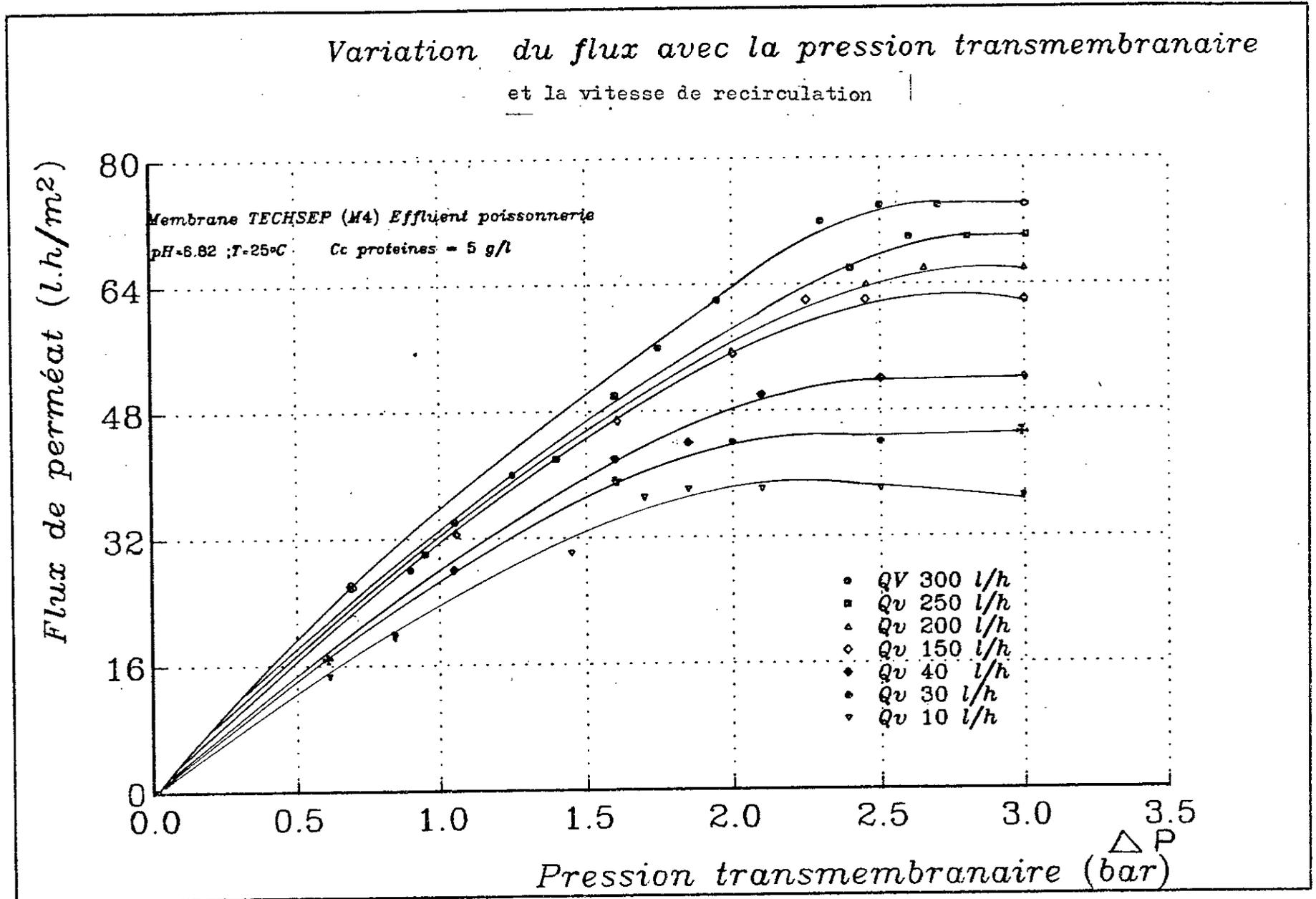


Figure N° 26

Au départ , le flux varie d'une manière linéaire avec la pression, mais à une certaine valeur de la pression transmembranaire $\Delta P = 2,4$ bars , le flux de perméat évolue rapidement vers une valeur limite malgré l'augmentation de la pression .

On remarque qu'au fur et à mesure qu'on augmente le débit de recirculation Q_v , on enregistre une amélioration sensible du flux de perméat.

En effet , le passage de $Q_v = 40$ l/h à $Q_v = 150$ l/h a permis une augmentation du flux de perméat de 54 à 60 l/h sous une même pression transmembranaire $\Delta P = 2.4$ Bars.

L'amélioration du flux d'ultrafiltration est attribuée à une diminution de l'épaisseur de la couche de polarisation .

3.1.2.2. INFLUENCE DU DÉBIT DU RECIRCULATION SUR LES PERTES DE CHARGE .

La représentation logarithmique des pertes de charge en fonction du débit $\ln \Delta P_r = f(\ln Q_v)$ comme nous le montre sur la figure N°27 un segment de droite correspondant au régime d'écoulement turbulent ou le nombre de $Re > 12.000$

*Evolution des pertes de charge avec le débit de recirculation
Membrane TECHSEP*

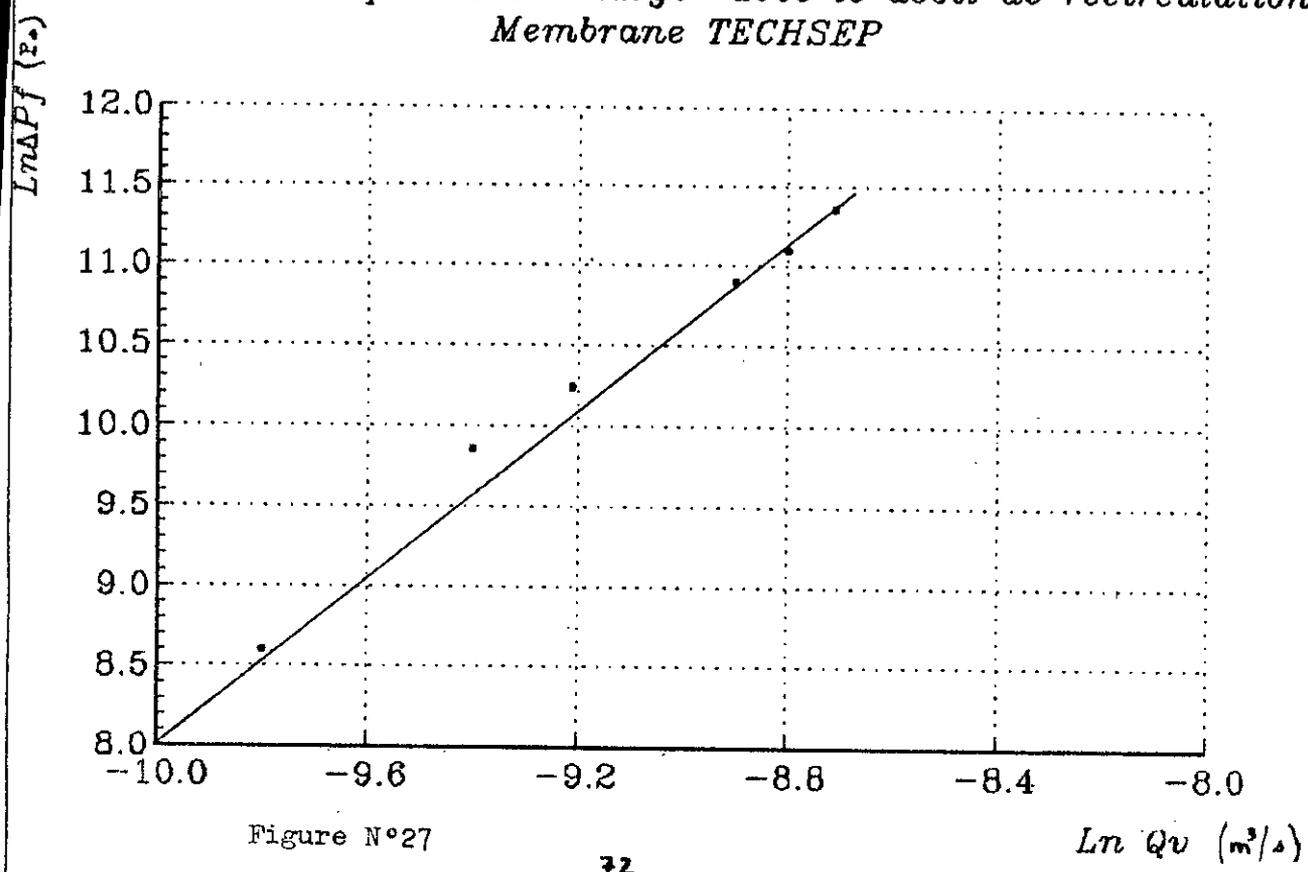


Figure N°27

3.1.3 MEMBRANE CERAVER

3.1.3.1 COURBES DE POLARISATION À $C_0 = 5 \text{ g/L}$.

Les courbes de variation du flux de perméat J_v avec la pression transmembranaire ΔP pour une concentration de la charge constante $C_0 = 5 \text{ g/l}$ et pour différentes vitesses de recirculation 1,2,3,4,5,6 m/s (figure N°28) montrent que pour des pressions de travail faibles de l'ordre de 0.7 bar le flux d'ultrafiltrat est pratiquement indépendant de la pression transmembranaire appliquée.

Dans l'intervalle de pression $\Delta P = 1.2 \text{ Bars}$ à 2.2 Bars , le flux d'ultrafiltration est constant et indépendant de la pression confirmant ainsi l'existence d'une polarisation secondaire. Au delà, nous constatons que le flux décroît lentement au fur et à mesure que nous augmentons la pression, ce qui est en accord avec les travaux de BAKER [49] qui consistent en une ultrafiltration des solutions chargées, cette réduction du flux de perméat peut être expliquée par la croissance de l'épaisseur de gel.

De même, on constate qu'au fur et à mesure qu'on augmente la vitesse de recirculation le flux devient de plus en plus important, d'où les performances de l'ultrafiltration sont fortement dépendantes de la vitesse de recirculation du concentrat.

3.1.3.2 INFLUENCE DU DÉBIT DE RECIRCULATION SUR LES PERTES DE CHARGE.

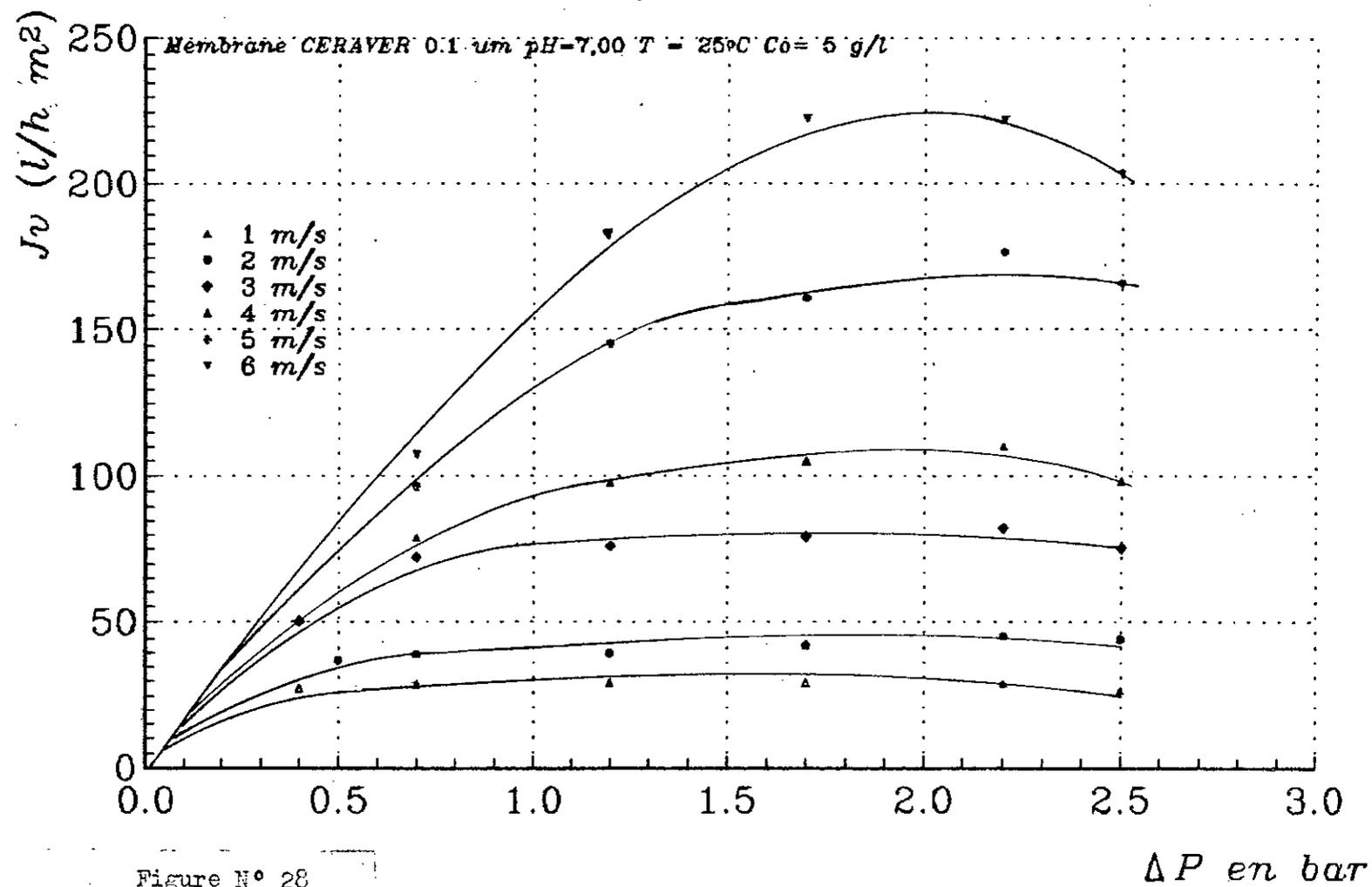
L'augmentation du débit de recirculation Q_v engendre une augmentation des pertes de charge ΔP_f dans le module d'ultrafiltration.

En portant $\ln \Delta P_f = f(\ln Q_v)$ sur la figure N°29, nous constatons une variation linéaire d'où l'évolution de la perte de charge en fonction du débit de recirculation Q_v obéit à la loi

$$\Delta P_f = \alpha Q_v^n.$$

Influence de la vitesse de recirculation

et de la pression transmembranaire Sur le Flux de Permeat



Ce résultat est en concordance avec ceux obtenus par différents auteurs MAMERI [24], CHERGUI [51].

Cette courbe est obtenue pour un régime turbulent vu les nombres de Reynolds $Re > 4.000$.

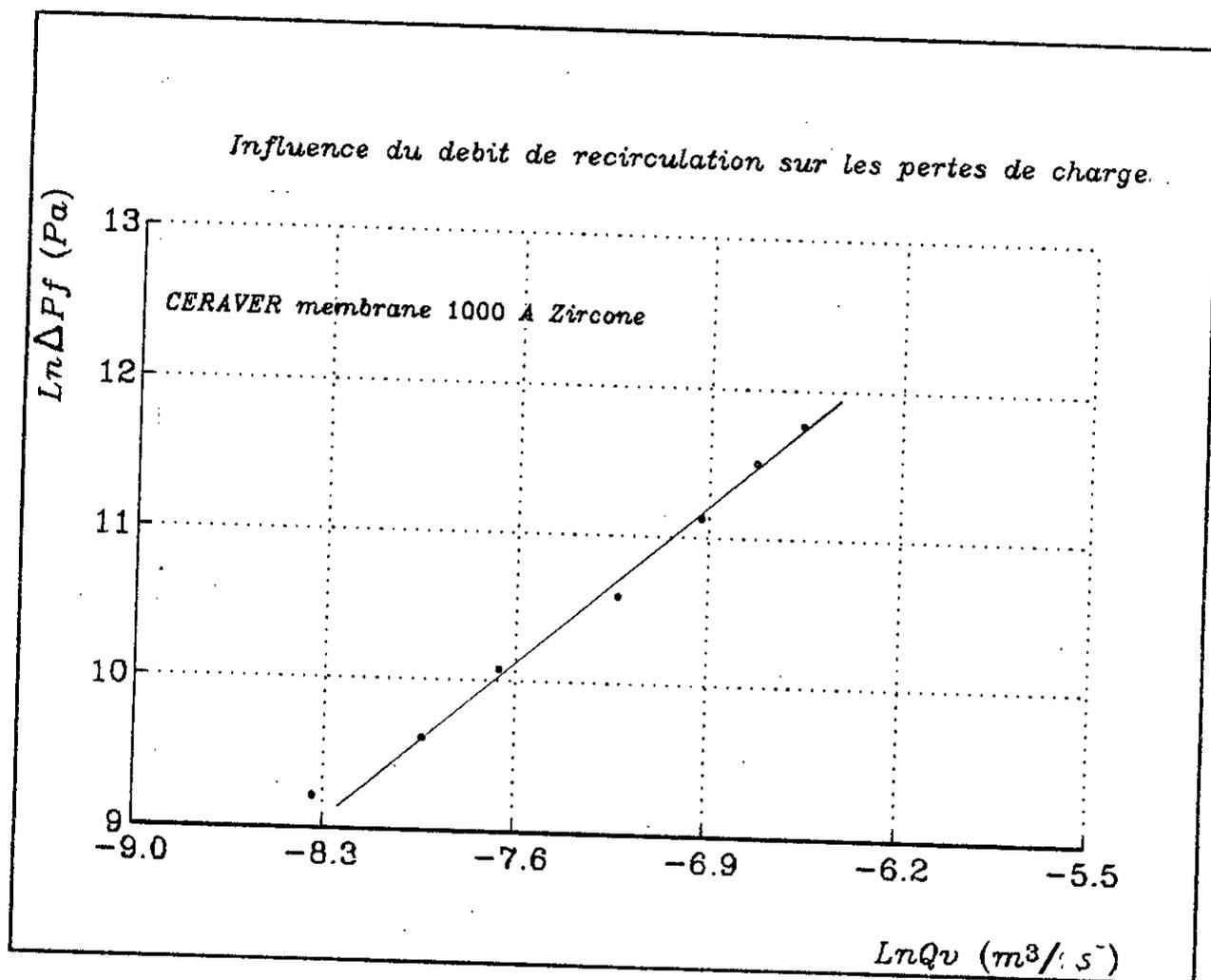


Figure N° 29

3.1.4. MEMBRANE PCI

3.1.4.1 COURBES DE POLARISATION À $C_0 = 5$ g/l

Les courbes de variation du flux de transfert J_v en fonction de la pression transmembranaire ΔP pour une concentration de la charge constante $C_0 = 5$ g/l (Figure N°30), pour les vitesses de recirculation $U = 0,1$ et $0,2$ M/s révèlent que pour des pressions inférieures à 1.1 bars le flux varie linéairement avec la pression.

Au-delà de 2,2 bars, le flux devient indépendant de la pression et tend vers une valeur limite.

Pour des vitesses de recirculation de $U = 0,4$ et $0,6$ m/s et avec des pressions de travail inférieures à la pression transmembranaire $\Delta P = 2,2$ bars, le flux varie d'une manière linéaire avec la pression.

Dans l'intervalle de pression de 2,2 à 4.1 bars, la linéarité entre le flux de perméat et la pression transmembranaire n'est plus respectée.

A une pression de l'ordre de 4.1 bars, le flux semble atteindre la valeur limite. Nous ne pouvons accéder à des valeurs supérieures pour confirmer ou infirmer à cela.

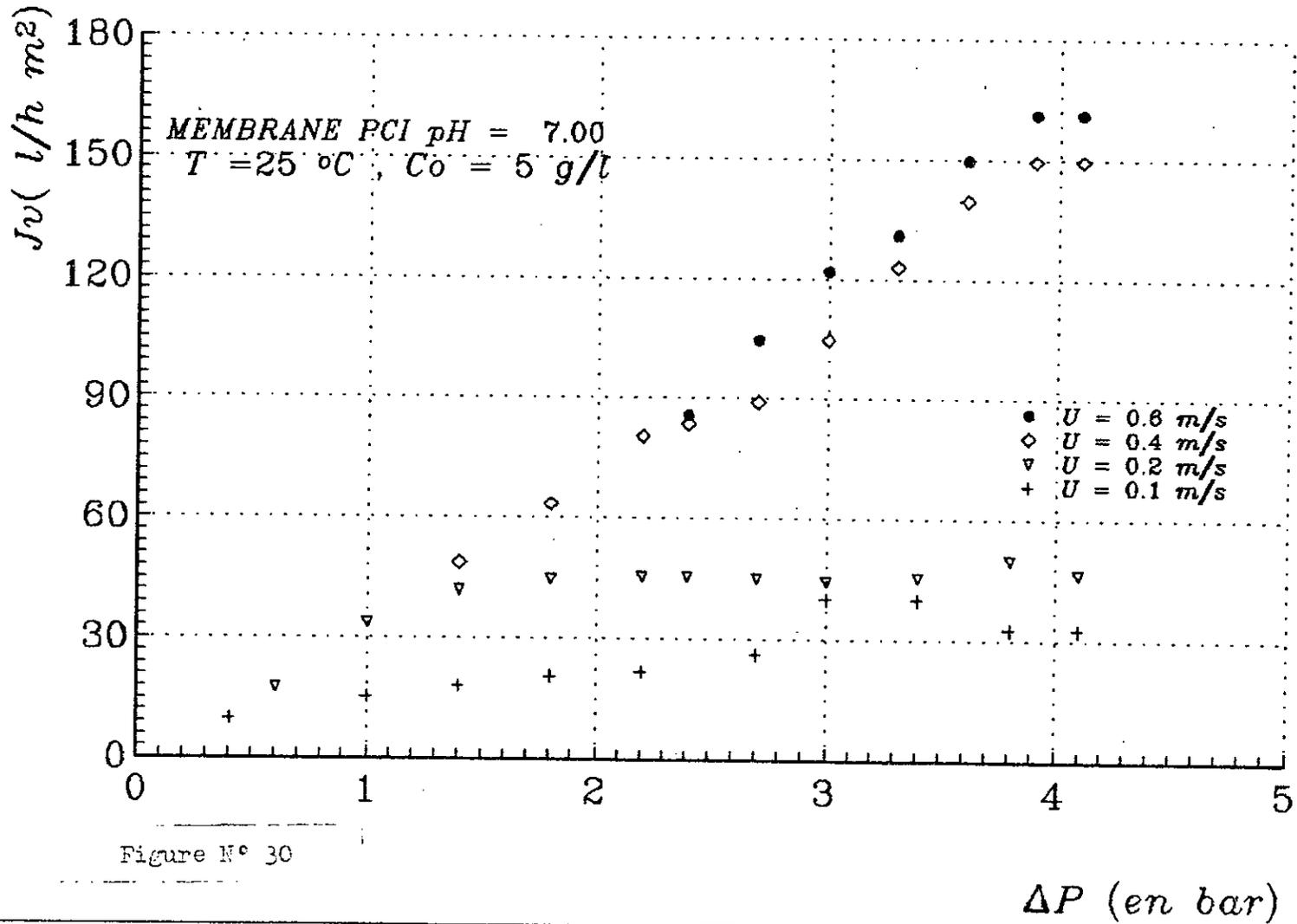
3.1.4.2 ÉVOLUTION DES PERTES DE CHARGES AVEC LE DÉBIT DE RECIRCULATION.

Le tracé logarithmique des pertes de charges ΔP_r en fonction du débit de recirculation représenté sur la figure N° nous révèle que les pertes de charge ΔP_r deviennent de plus en plus importantes au fur et à mesure qu'on augmente la vitesse de recirculation U .

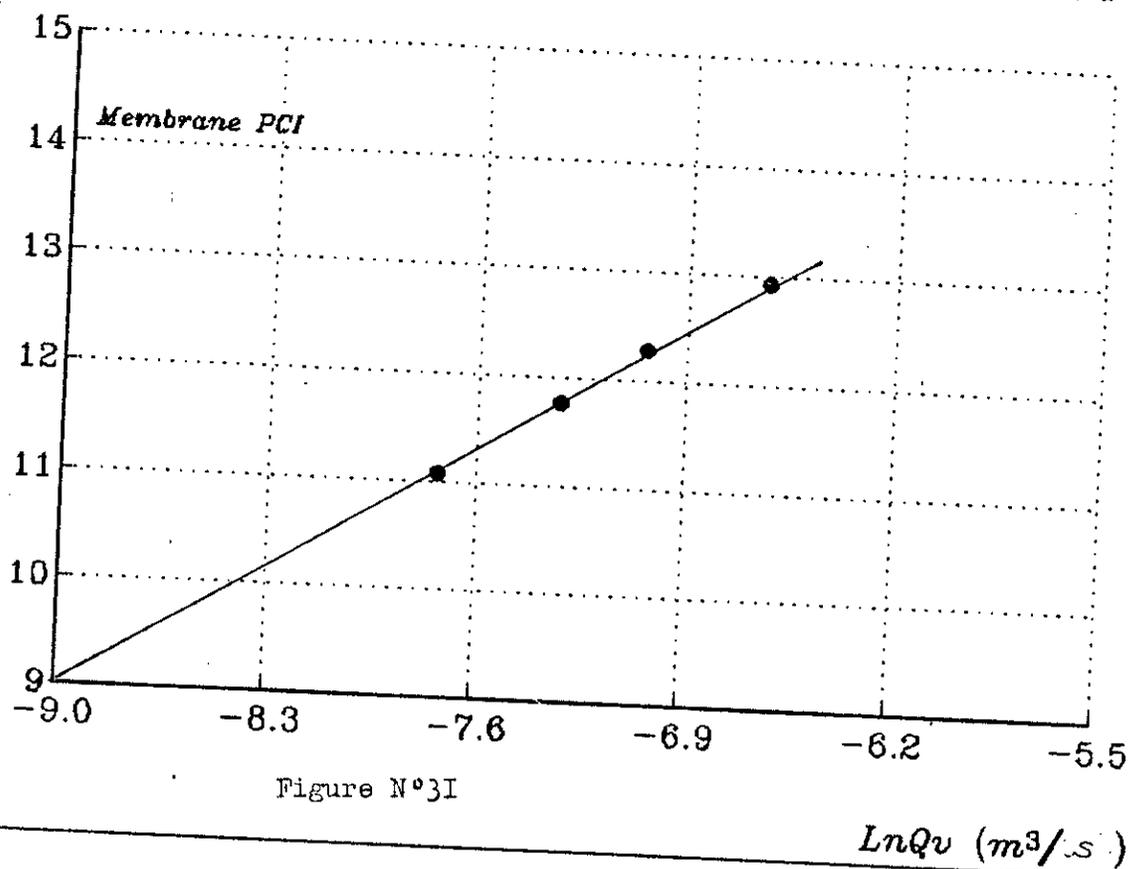
Ceci est dû à la grandeur diamètre assez importante que possède les tubes de la membrane PCI (diamètre du tube = 12,46 mm) relativement aux autres membranes.

Une étude comparative sur les performances des quatre membranes utilisées est présentée ultérieurement.

Influence de la vitesse et de la pression sur le flux de perméat



Evolution des pertes de charge avec la le debit de recirculation à l'eau



3.2 CRITERES D'OPTIMISATION

SHEN & PROBSTEIN [42] calculent le coût global de l'opération d'ultrafiltration par unité de temps de K qui est défini pour la somme de trois termes :

- Le coût de l'investissement que l'on suppose en première approximation proportionnel à la surface A de la membrane ($K_0 A$).

- Le coût de l'énergie de pompage dû aux pertes de charges ($K_p Q_v \Delta P_f$).

- Le coût de l'énergie de pompage dû à la chute de pression ΔP que subit le perméat à travers la membrane ($K_p Q_p \Delta P$).

ou

$$K = K_0 A + K_p Q_v \Delta P_f + K_p Q_p \Delta P$$
$$K/Q_p = K_p \Delta P + \frac{K_0}{J_v} \left(1 + \frac{K_p}{K_0 A} Q_v \Delta P_f \right)$$

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

$$K/Q_p = K_p \Delta P + K_0/J_v + \left(1 + K_p/K_0 \Delta P_f U d/L \right)$$

avec

K_p : le coût de l'énergie (DA/joule)

K_0 : le coût en investissement par unité de temps et de surface (DA/M² s)

Q_p : le débit de perméat (m³/s)

Q_v : le débit de recirculation (m³/s)

Pour une surface de la membrane A et pour une concentration C_0 de la solution à traiter, on variera le débit de recirculation Q_v et la pression appliquée ΔP .

Autrement dit, on étudiera l'influence de la pression transmembranaire ΔP et la vitesse de recirculation U sur le coût opératoire de l'opération d'ultrafiltration.

- Pour une valeur de ΔP donnée, la courbe $K/Q_p = F(Q_v)$ passe par un minimum.

- En changeant ΔP , on obtient un faisceau de courbes dont l'enveloppe permet de déterminer les conditions optimales de fonctionnement.

ESTIMATION DE K_p ,ET DE K_o :

Pour le calcul de K_o , nous avons admis que la durée de vie des membranes IRIS 3038 et PCI est de deux ans , et pour la membrane CERAVER de quatre ans et celle de la membrane de TECHSEP de cinq ans .

Ainsi le tableau suivant donne les valeurs de K_o :

Tableau N°15 : Valeurs de K_o pour les différentes membranes

MEMBRANES	k_o (DA/m ² s)
IRIS 3038	1,33 10 ⁻⁴
PCI	1,99 10 ⁻⁴
CERAVER	3.36 10 ⁻⁴
TECHSEP	2.66 10 ⁻⁴

Pour le coefficient K_p qui est au coût du KWh électrique est estimé à

$$K_p = 8,61 \cdot 10^{-8} \text{ DA/joule}$$

3.2.1 BILANS ECONOMIQUES

3.2.1.1 MEMBRANE IRIS 3038

i) étude sans promoteur

- Influence de l'épaisseur de la veine fluide

Pour une épaisseur de la veine fluide $evf = 2\text{mm}$ (Figure N°32), on constate que pour une pression transmembranaire $\Delta P = 1.4$ bars que le coût minimum est estimé à $10,80 \text{ DA/M}^3$, nous remarquons que l'écart entre les courbes obtenu pour la pression 1,4 bars et 1 bar est assez faible ce qui amène à considérer que nous sommes très proches de la pression optimale.

Pour une épaisseur de la veine fluide $evf = 3\text{mm}$ (figure N°33) la pression optimale est de l'ordre d'un (1) bar.

En effet à une pression supérieure à cette dernière ($\Delta P = 1,475$ bars) les prix sont pratiquement semblables à ceux obtenus pour $\Delta P = 1$ Bar.

Aux conditions opératoires utilisées, le coût de l'opération d'ultrafiltration avec une membrane IRIS se stabilise pour une pression donnée dès que nous utilisons des débits de recirculation supérieurs à $5,55 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

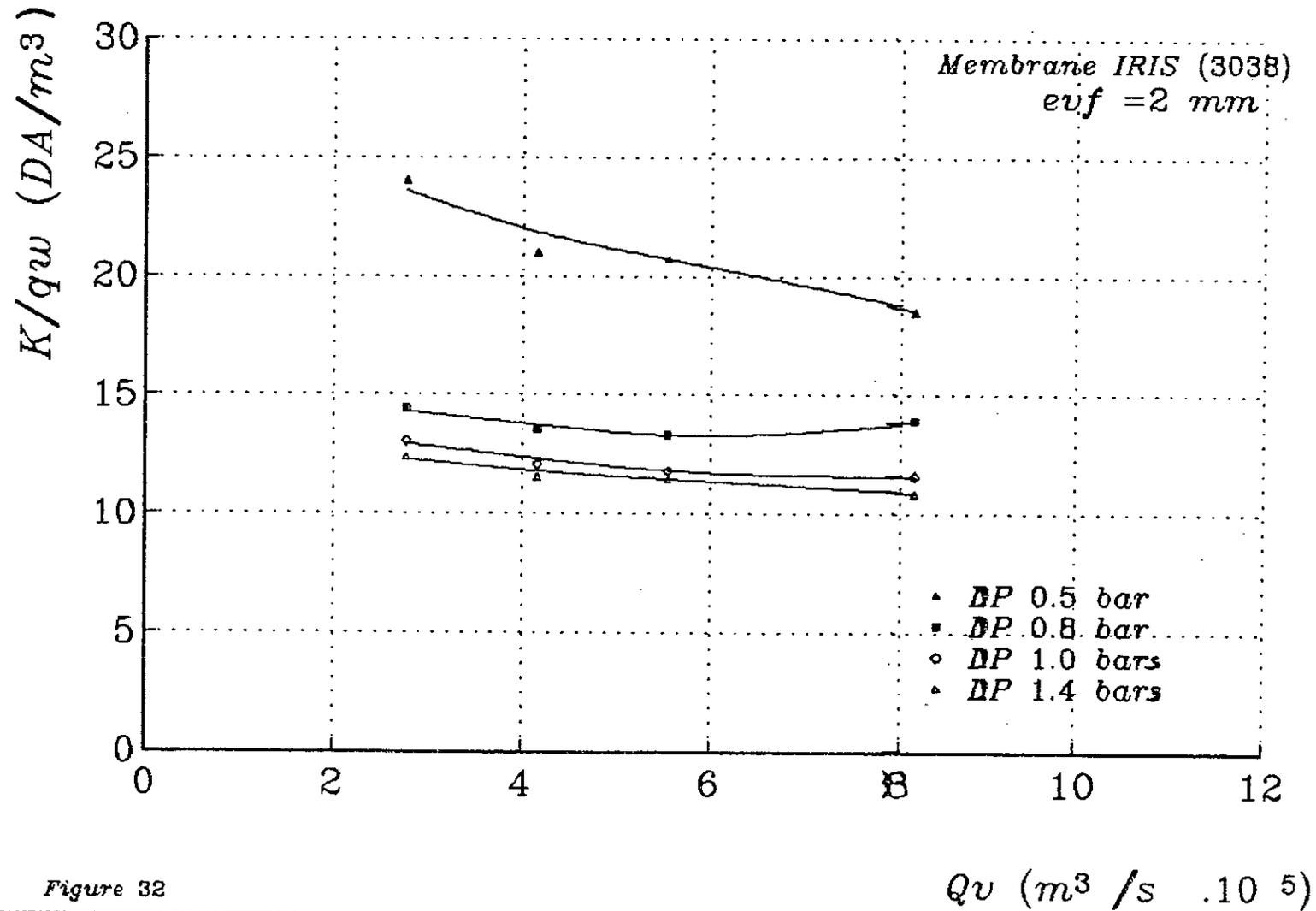
De même, nous constatons que la courbe optimale obtenue pour l'épaisseur de la veine fluide $evf = 2\text{mm}$ est plus intéressante d'un point de vue économique à celle de l'épaisseur de la veine fluide $evf = 3 \text{ mm}$.

ii) étude avec promoteur

L'utilisation d'un promoteur de turbulence en vue d'améliorer les performances a permis de confirmer que la pression optimale atteint un palier et a tendance pour des valeurs supérieures à $9,72 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ à accroître le coût de l'opération d'ultrafiltration.

(Figure N° 34).

Influence de la pression transmembranaire et du débit de recirculation
sur le coût opératoire



Influence du débit de recirculation et de la pression transmembranaire
 Membrane IRIS 3038 sur le coût opératoire

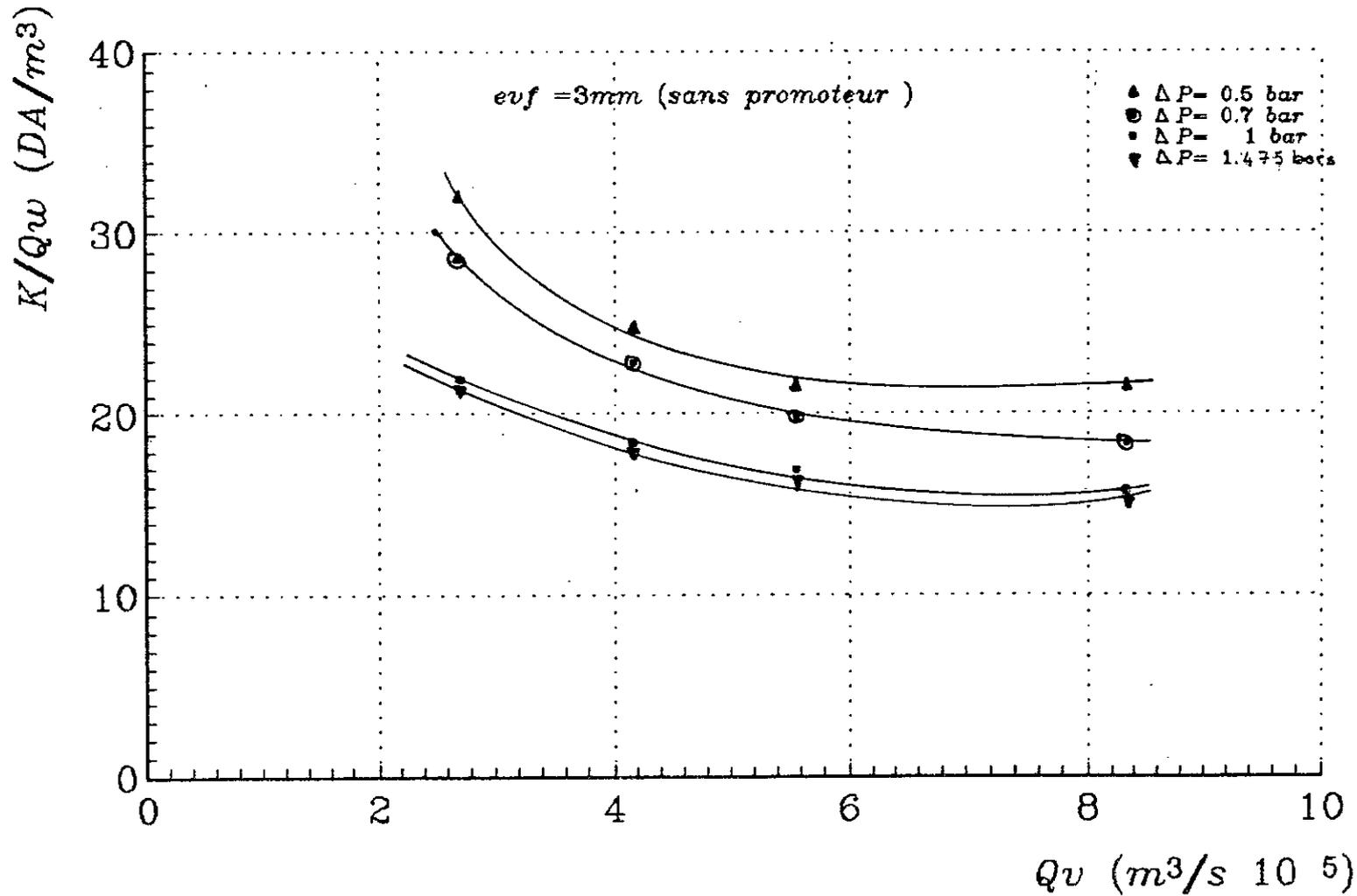


Figure 33

Influence du debit de recirculation et de la pression transmembranaire
 Membrane IRIS 3038
 sur le coût opératoire

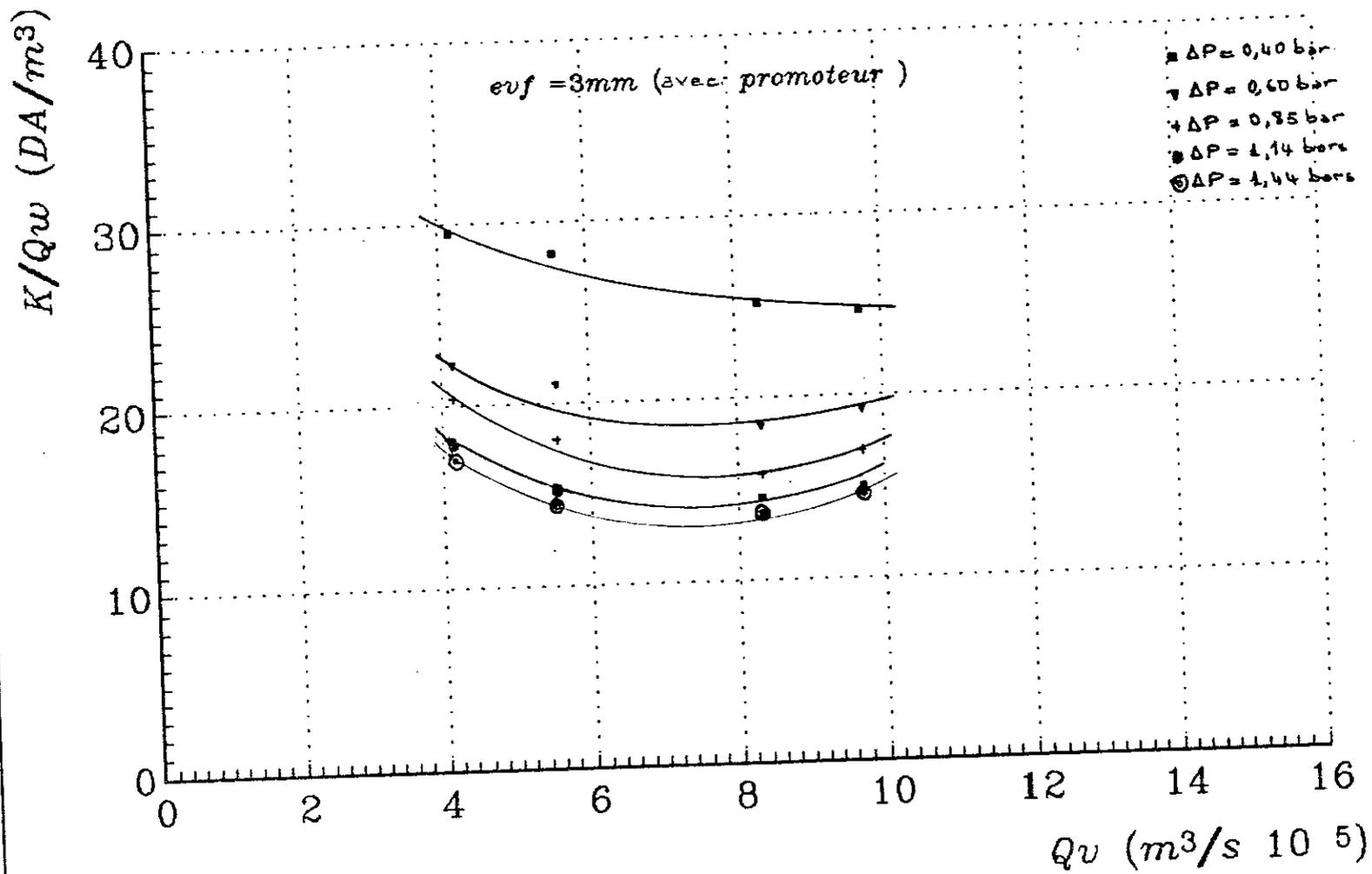


Figure 34

Influence du promoteur sur le coût opératoire

Membrane IRIS 3038

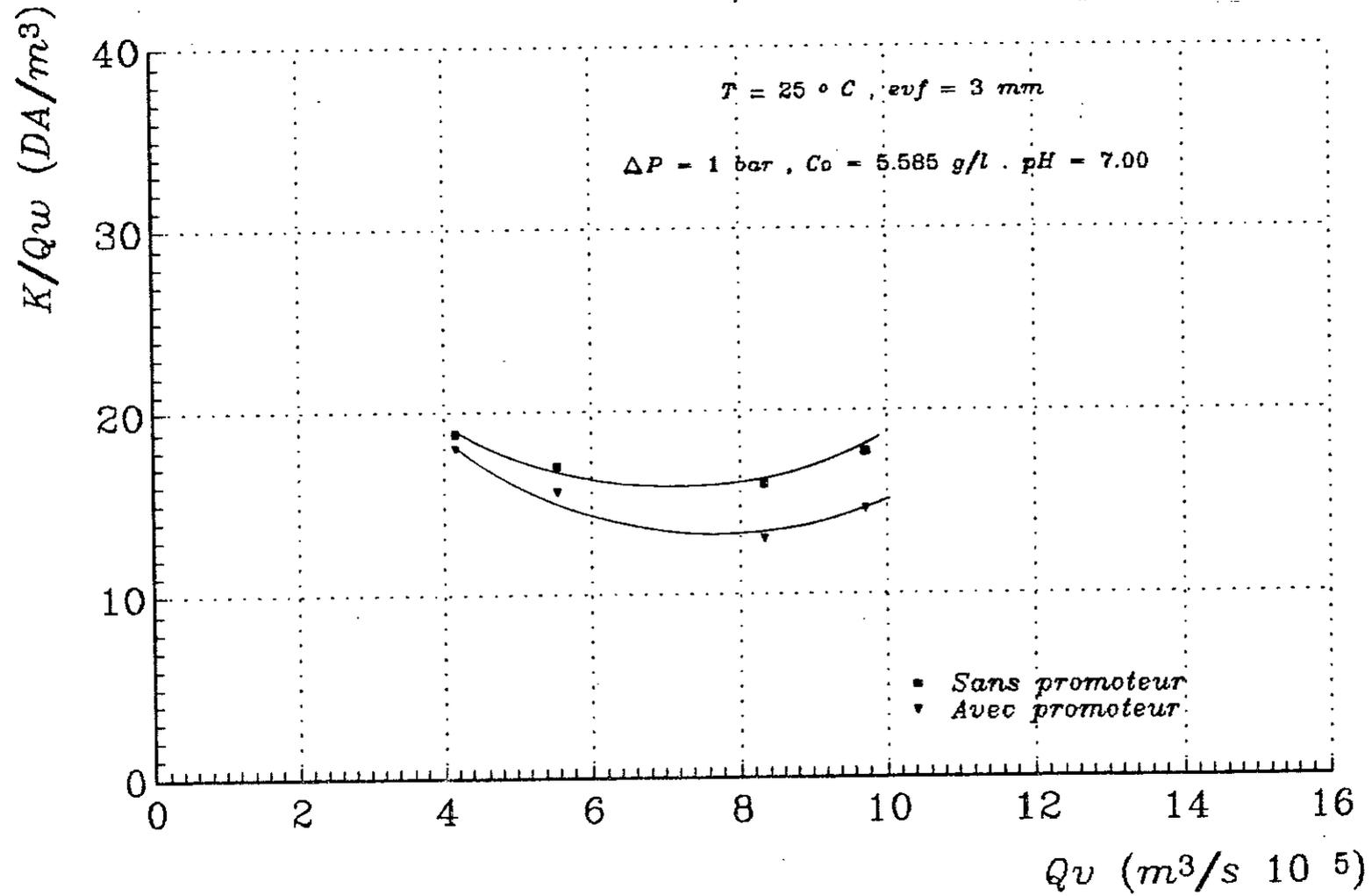


Figure 35

Toutefois , une comparaison des performances aux conditions opératoires optimales (Figure N°35) montre bien que le promoteur de turbulence améliore significativement les performances de l'ultrafiltration d'un point de vue économique .

3.2.4 2. MEMBRANE TECHSEP

L'établissement des bilans économiques de la cellule d'ultrafiltration munie de la membrane TECHSEP , nous a permis de tracer un faisceau de courbes présenté à la figure N° 36 .

La pression optimale pour ce type de membrane est de l'ordre de 2 bars , en effet nous constatons que les performances de l'opération à 2,4 bars sont pratiquement semblables à ceux obtenus à 2 bars .

Par contre pour le paramètre vitesse , nos conditions expérimentales ne nous permettent pas d'atteindre la vitesse optimale et cela pour des vitesses $U = 3 \text{ m/s}$.

Cela a priori est en concordance avec les résultats de CHERGUI [51] pour qui la vitesse optimale avec ce type de membrane est de l'ordre de 2,26 M/s , bien que la solution traitée protéique de BSA n'est pas la même que la notre .

Influence du débit de recirculation et de la pression transmembranaire sur le coût opératoire

Membrane TECHSEP

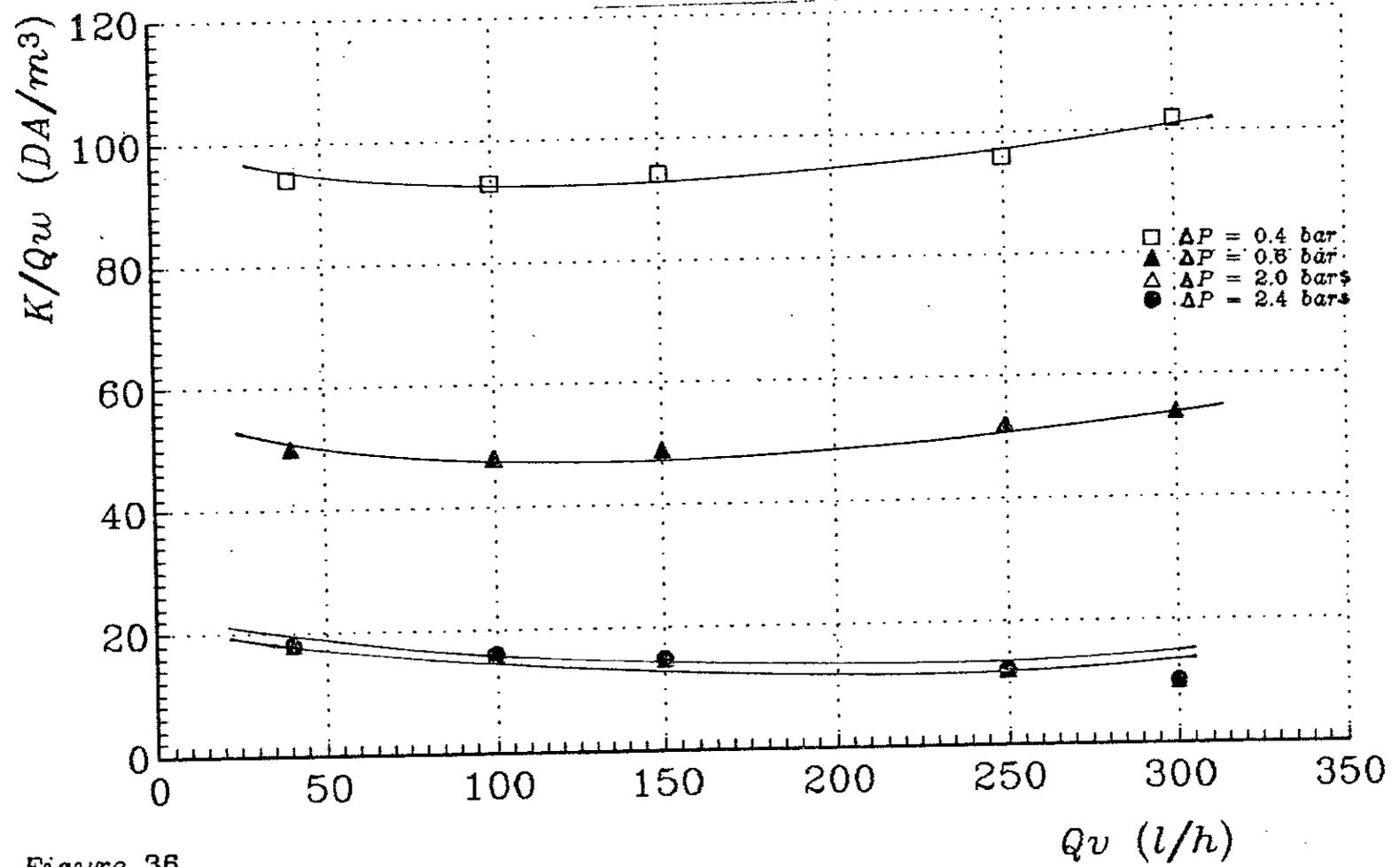


Figure 36

3.2.1.3 MEMBRANE CERAVER

Les bilans économiques pour une concentration $C_0 = 5$ g/l ont permis d'obtenir sur la figure N° 37 un faisceau de courbes, ce qui nous permet de déterminer la pression optimale de fonctionnement qui est $\Delta P = 2.2$ bars

En effet , la courbe $\Delta P = 2.5$ bars se situe au dessus de la courbe $\Delta P = 2,2$ Bars c'est à dire le coût à une pression de 2,5 bars est plus important que celui à $\Delta P = 2.2$ bars .

L'accroissement de la vitesse de recirculation jusqu'à des valeurs de $U = 6$ m/s n'a pas permis de déterminer la vitesse optimale .

En effet , nous constatons que pour l'ensemble des pressions ΔP utilisées , le coût total de l'opération d'ultrafiltration est de plus en plus moindre au fur et à mesure que la vitesse de recirculation U croit .

Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération
pour des différentes pressions transmembranaires

Membrane CERAVER

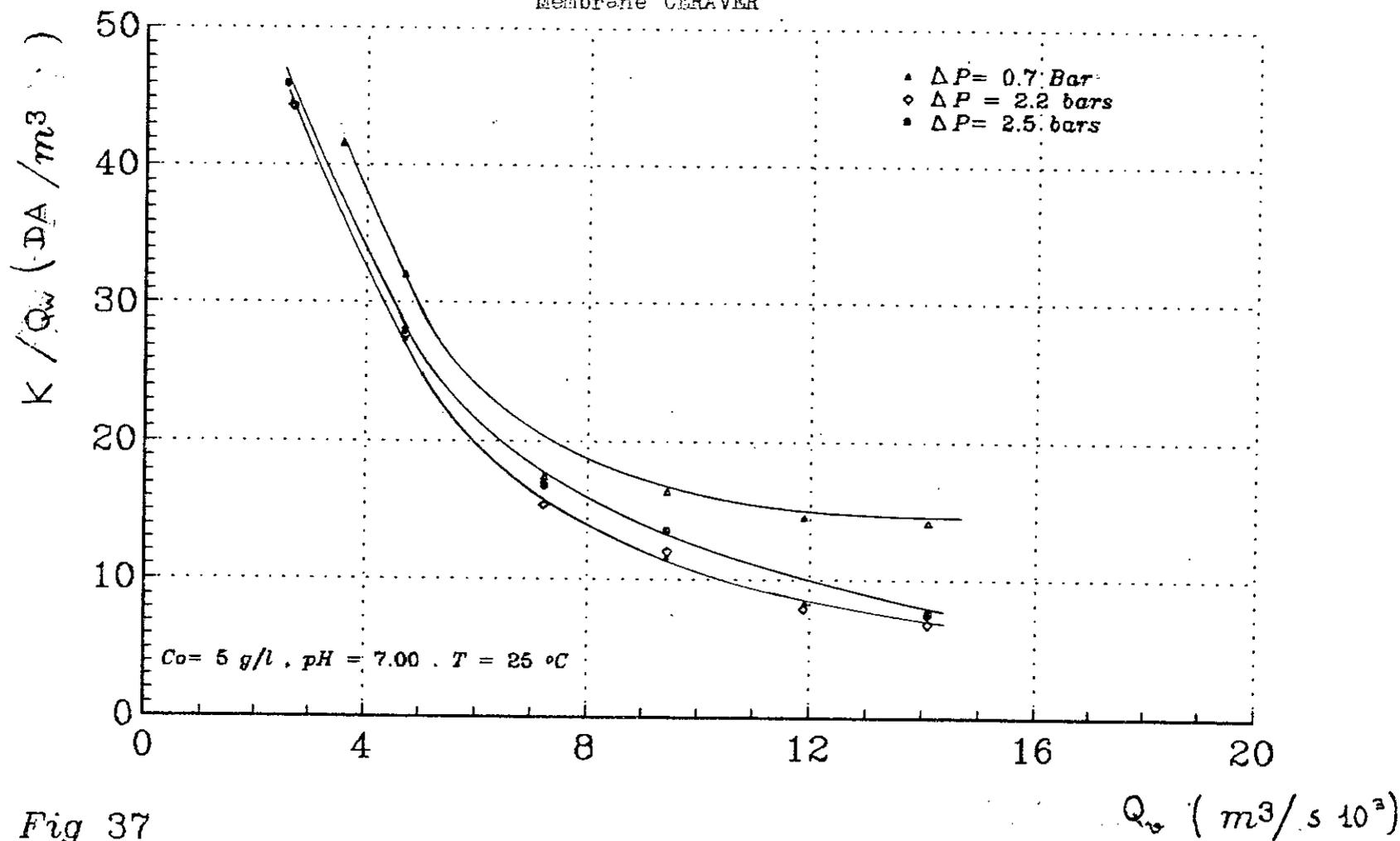


Fig 37

3.2.1, 4. MEMBRANE PCI

L'étude économique a été procédée en vue de déterminer les conditions optimales de fonctionnement du procédé d'ultrafiltration d'une solution protéique de poisson de concentration $C_0 = 5 \text{ g/l}$.

L'étude de l'influence du coût opératoire du process d'ultrafiltration en fonction du débit de recirculation est présentée par le faisceau de courbes sur la figure N° 38 $K/Q_w = f(Q_v)$

La courbe donnant les meilleures performances économiques correspond à la pression optimale de fonctionnement qui est de $\Delta P = 3.8 \text{ bars}$. Ainsi le minimum de cette courbe correspond à la vitesse optimale qui est de $U = 0.47 \text{ m/s}$.

Donc le choix du couple pression vitesse est $\Delta P = 3,8 \text{ Bars}$; $U = 0,47 \text{ m/s}$. Le coût opératoire optimum est évalué à 4.95 DA/M^3 pour une concentration $C_0 = 5 \text{ g/l}$

Influence du débit de recirculation sur le coût opératoire

pour différentes pressions transmembranaires

Membrane PCI

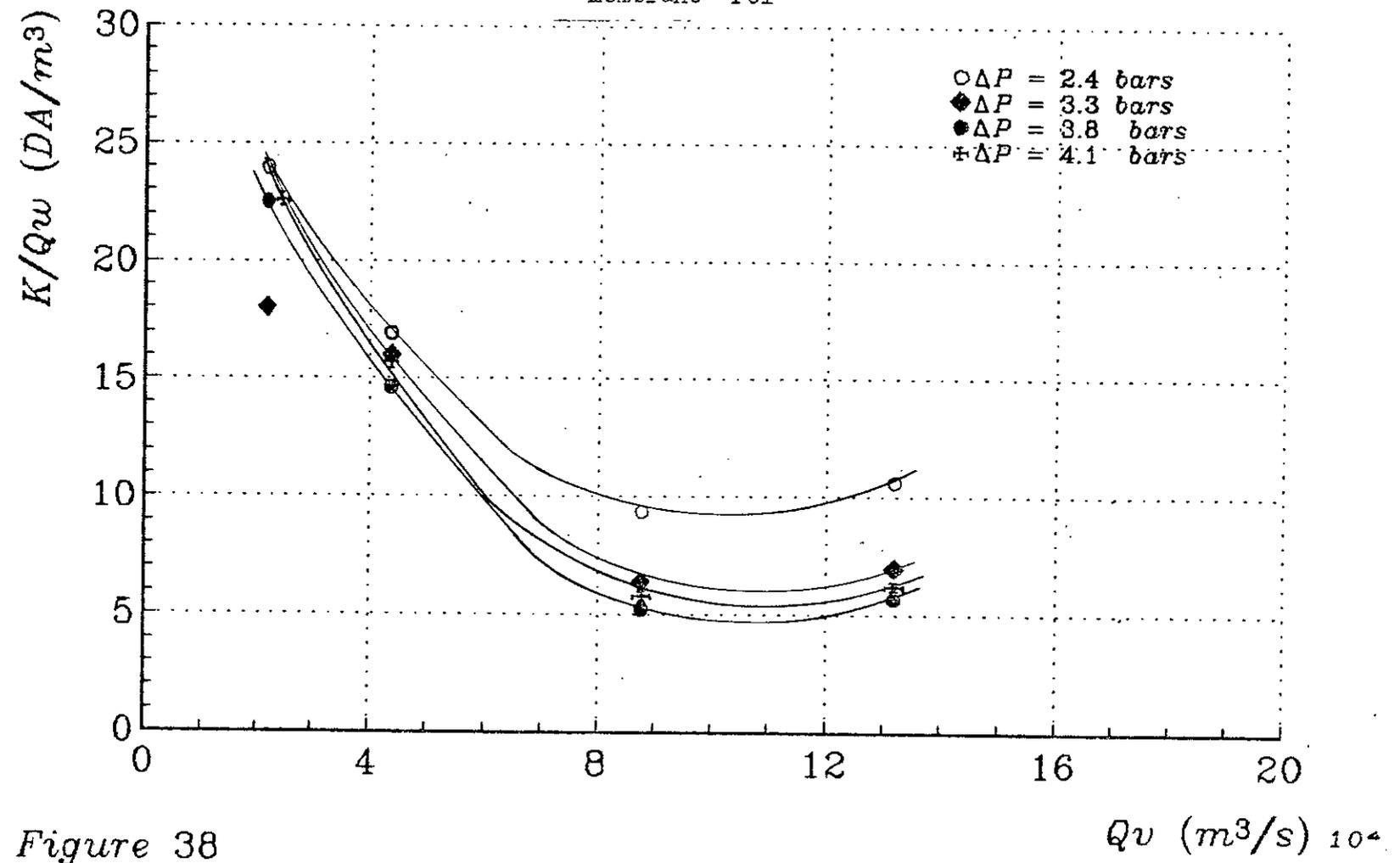


Figure 38

3.3. ÉTUDE DES ESSAIS DE CONCENTRATION

Une fois , les conditions opératoires optimales déduites des bilans économiques, nous nous sommes intéressés à l'essai de concentration.

3.3.1 MEMBRANES IRIS 3038

L'essai de concentration s'est déroulé comme suit :

Nous avons opéré avec les conditions optimales de fonctionnement $\Delta P = 1,0$ bar et $U = 0,694$ m/s déterminées lors de l'étude économique . L'opération a duré environ quatre heures .

Au cours de cet essai , nous avons suivi l'évolution du flux de perméat en fonction de temps de $J_v = f(t)$. Les résultats sont reportés sur la figure N° 39.

Dans les premiers instants de l'essai de concentration par ultrafiltration, on remarque une chute brutale de perméat de 43,83 à 32,4 l/hm² puis une diminution de moins en moins forte jusqu'à atteindre une valeur de flux de l'ordre de 21 l/hm² .

3.3.2. MEMBRANE TECHSEP M4

L'essai de concentration se fait sans recyclage du perméat sous des conditions optimales de pression et de vitesse préalablement déterminées au niveau de l'étude économique et qui sont $\Delta P = 2$ bars et $U = 2,94$ m/s avec une concentration de la charge initiale $C_0 = 2$ g/l

Pendant l'expérience , on étudie l'évolution du flux de perméat en fonction du temps $J_v = f(t)$. Le flux initial de 48 l/hm² à une valeur de flux de 22 l/hm² décroît jusqu'à une valeur de flux de 16 l/hm² en atteignant un pseudopalier (figure N°40).

La durée de l'essai est de 4 heures 30 minutes .

Evolution de la perméation dans le temps
 Membrane IRIS 3038

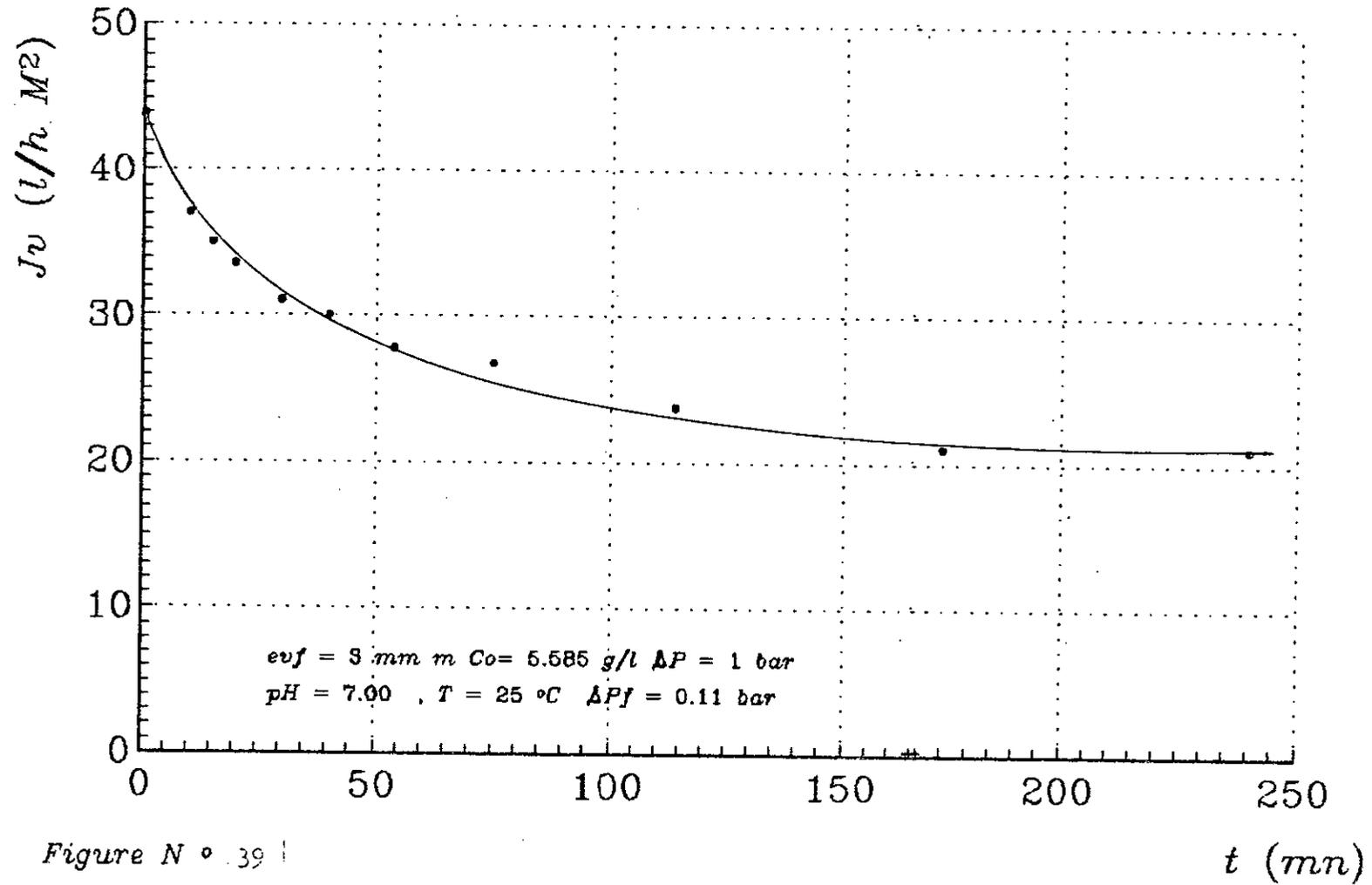


Figure N ° 39

Essai de concentration de l'effluent de poissonnerie sur la membrane minerale

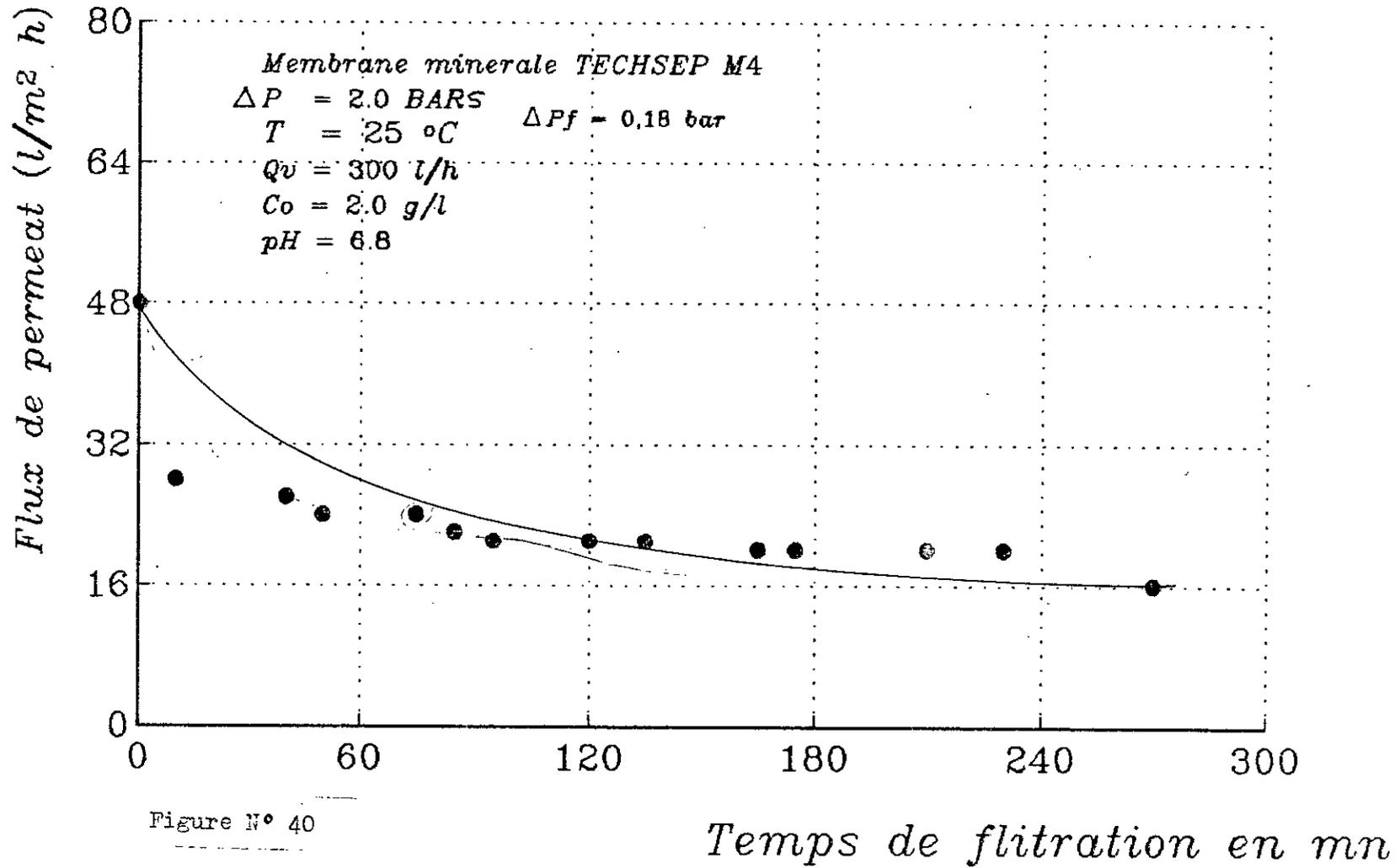


Figure N° 40

La procédure des essais de concentration de la solution protéique de poisson s'est faite comme suit :

Pour un volume de charge = 40 litres et pour une surface active de la membrane de $0,2 \text{ m}^2$, on obtient un volume de 4 litres d'ou un facteur de concentration volumique FCV = 10 .

L'opération a duré 2 heures .

Les conditions opératoires de fonctionnement optimales déduites du bilan économique sont : $\Delta P = 2.2 \text{ bars}$ et $U = 5 \text{ m/s}$.

La concentration de la charge initiale est de $C_0 = 5 \text{ g/l}$.

Au cours de cet essai , nous avons suivi l'évolution du flux de perméat en fonction de temps $J_v = f(t)$.

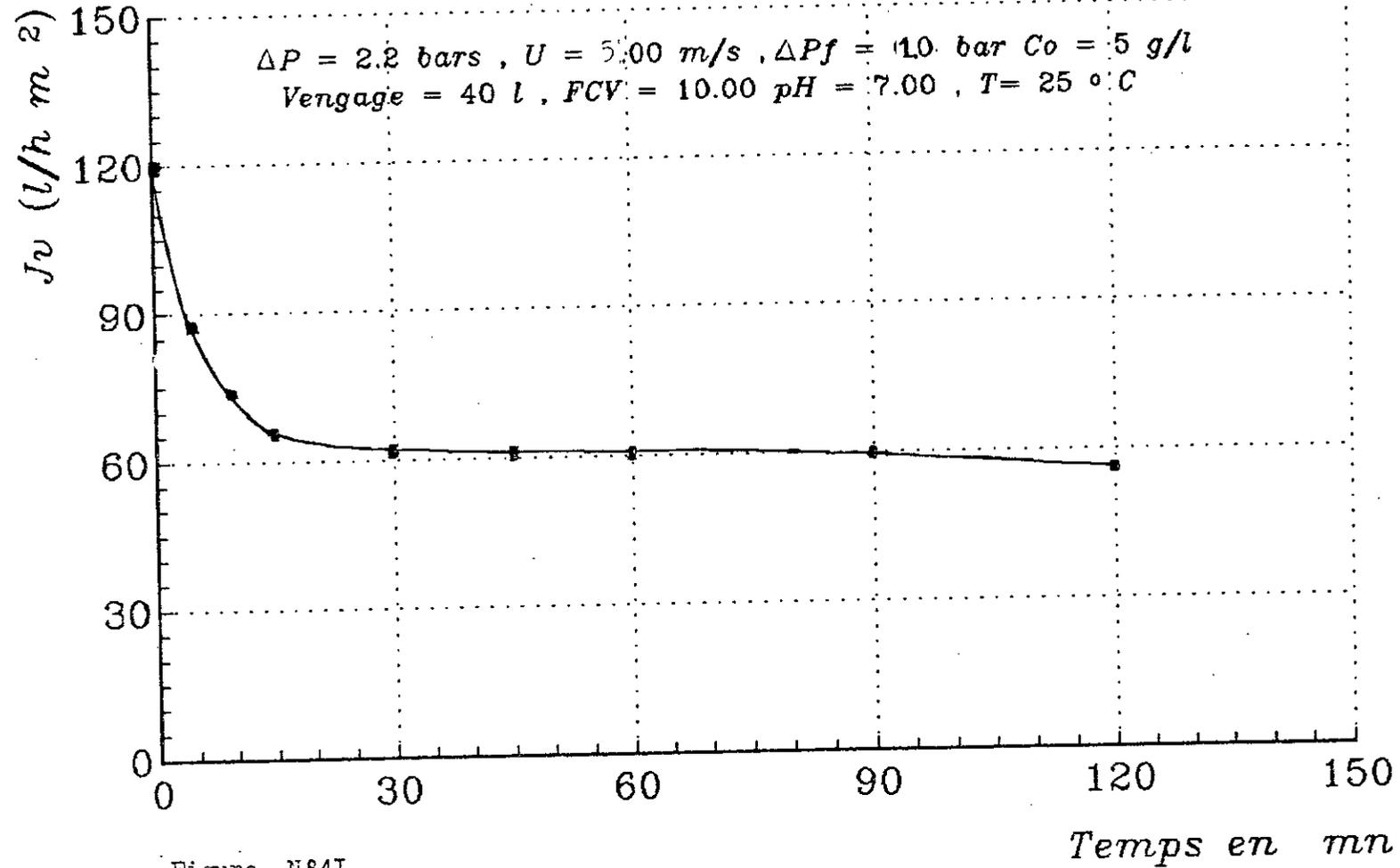
Ainsi l'enregistrement du flux en fonction du temps donne une courbe illustrée sur la figure N°4I.

A l'instant $t = 0$, le flux initial $J_{v0} = 120 \text{ l/hm}^2$ décroît jusqu'à une valeur de $65,21 \text{ l/hm}^2$ au bout d'un temps $t = 15 \text{ mn}$, suivi d'une décroissance de moins en moins forte jusqu'à $t = 60$ minutes . Enfin au delà d'une heure d'une manipulation la valeur du flux décroît lentement .

La variation du flux est due d'une part au colmatage de la membrane par suite d'un dépôt de protéines en surface ou dans la structure poreuse de la membrane ($\phi = 0,1 \mu\text{m}$) et d'autre part à l'accumulation des solutés au voisinage de la membrane (polarisation de concentration) réduisant ainsi la capacité de transfert de la membrane.

Pour apprécier l'importance des phénomènes de colmatage , nous avons établi les courbes solvants , figure N°42 avant et après l'essai de concentration, nous constatons une réduction de la perméabilité hydraulique L_p de l'ordre de $71,66\%$.

Evolution du flux de permeation en fonction du temps
Membrane CERAVER



Courbes solvants

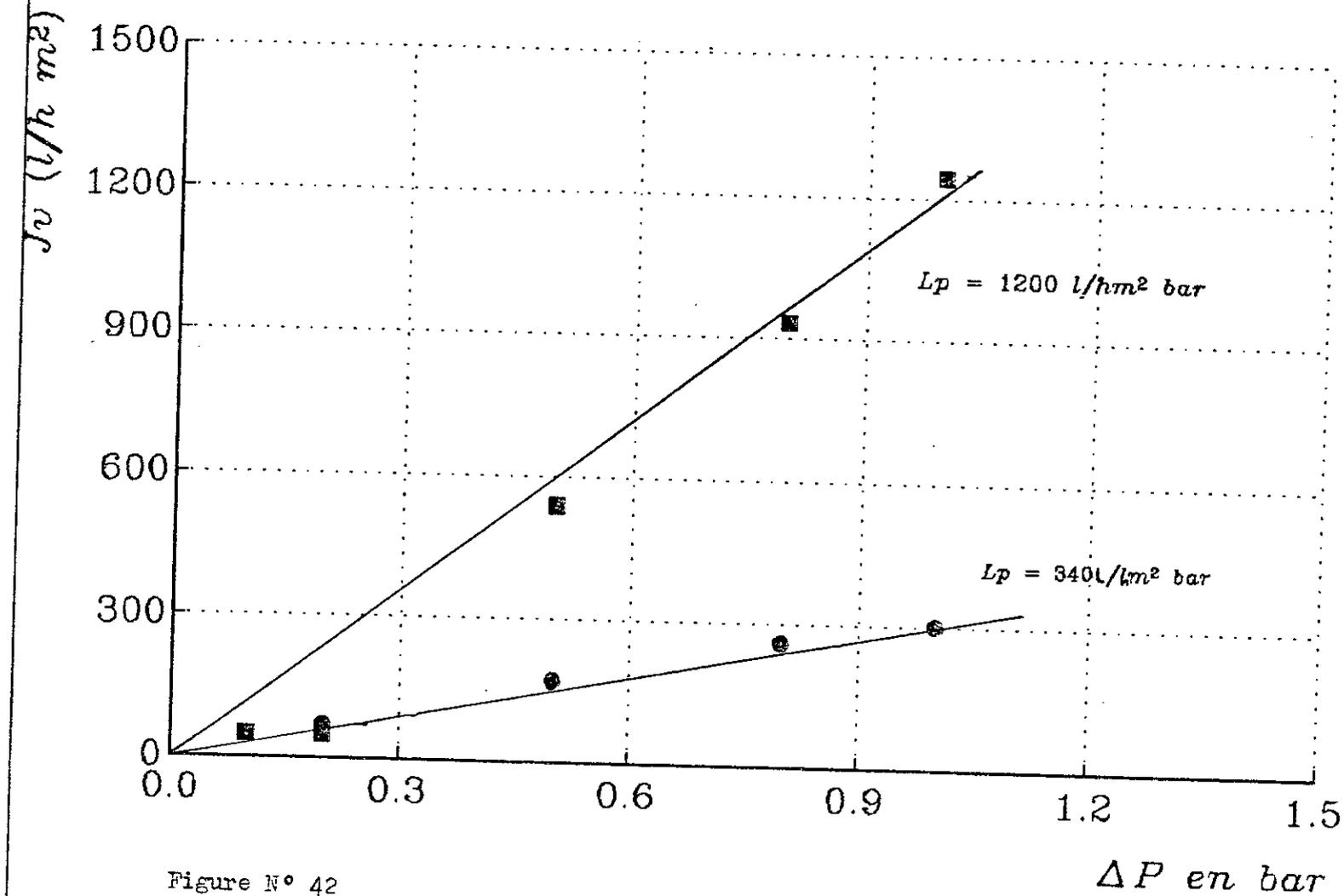


Figure N° 42

Evolution de la concentration du Rétentat en fonction du temps
Membrane CERAVER

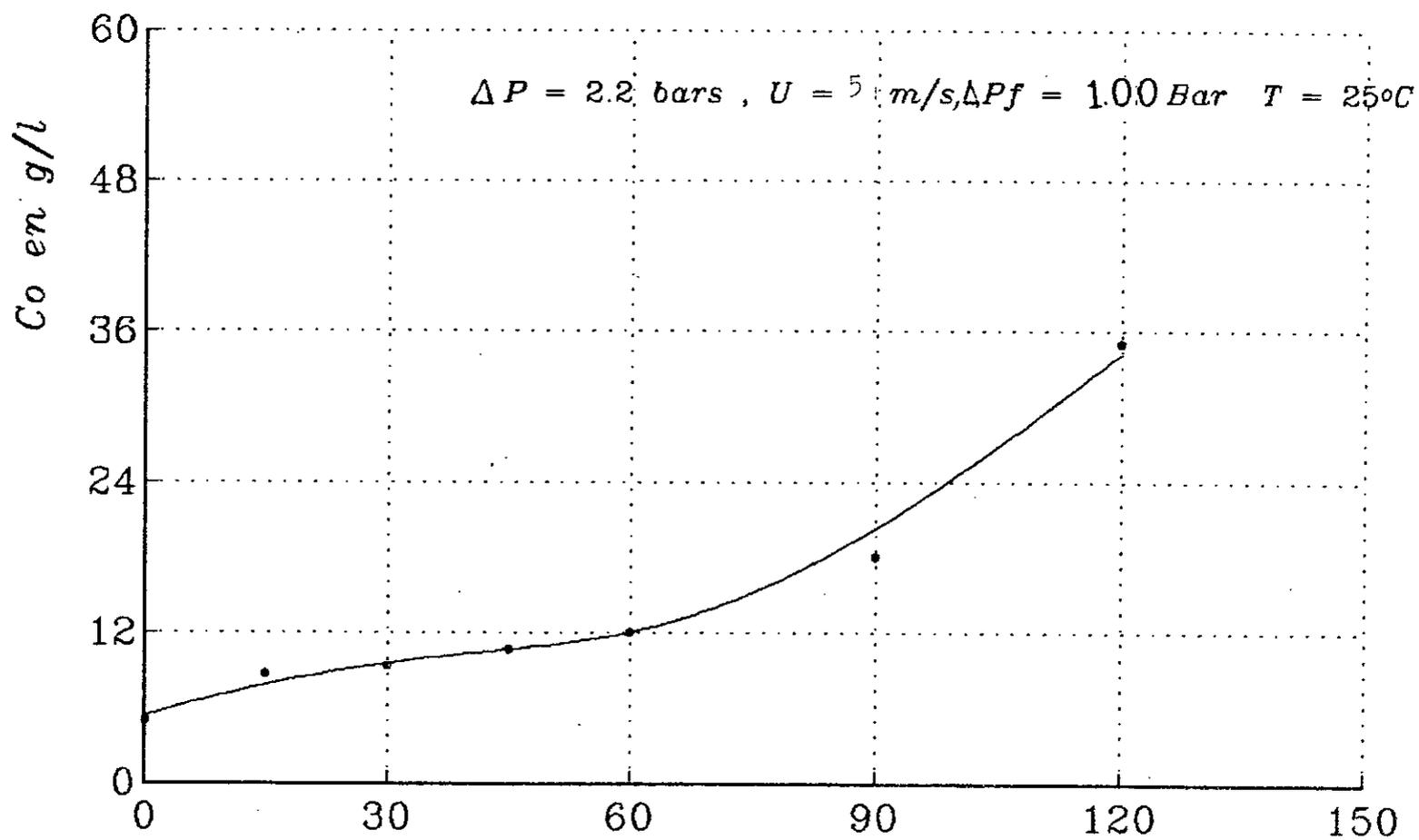


Figure N° 43

Temps en mn

Ainsi le passage de soluté à travers le milieu poreux modifie la porosité.

Les différentes évolutions du tracé $J_v = f(t)$ peuvent s'expliquer par la variation de la concentration du concentrat en fonction de temps (Figure N° 43).

En effet, nous constatons une légère augmentation de C_o pendant les 15 premières minutes, suivie d'une plus faible croissance de ce paramètre jusqu'à une heure de manipulation.

En fin au delà d'une heure, nous voyons une augmentation de la concentration en fonction du temps.

3.3.4 MEMBRANE PCI

L'étude de l'évolution du flux de perméat en fonction du temps a été réalisée sous les conditions optimales de fonctionnement déterminées à partir de l'étude économique, avec une pression transmembranaire $\Delta P = 3,8$ bars et une vitesse de recirculation $U = 0,47$ m/s.

A l'instant initial $t = 0$, la valeur du flux est de 91 l/hm² (figure N°44) puis commence à décroître lentement jusqu'à $t = 30$ mn puis au delà, on enregistre une chute brutale du flux de perméat de $74,75$ l/hm² jusqu'à $55,08$ l/hm².

Avec un volume de 60 l de l'effluent de poissonnerie de concentration $C_o = 5$ g/l, on atteint un facteur de concentration FCV = $4,00$ au bout de 40 mn. C'est à dire que lors de cet essai, la concentration en protéines est passée de 5 g/l jusqu'à 18 g/l.

Après ultrafiltration de la solution protéique de poisson lors de l'essai de concentration, la perméabilité hydraulique de la membrane a chuté de $35,7$ % par rapport à la perméabilité hydraulique initiale de la membrane neuve qui est de $61,26$ l/hm² bar figure No45.

Evolution du flux de perméation en fonction du temps
Membrane PCI

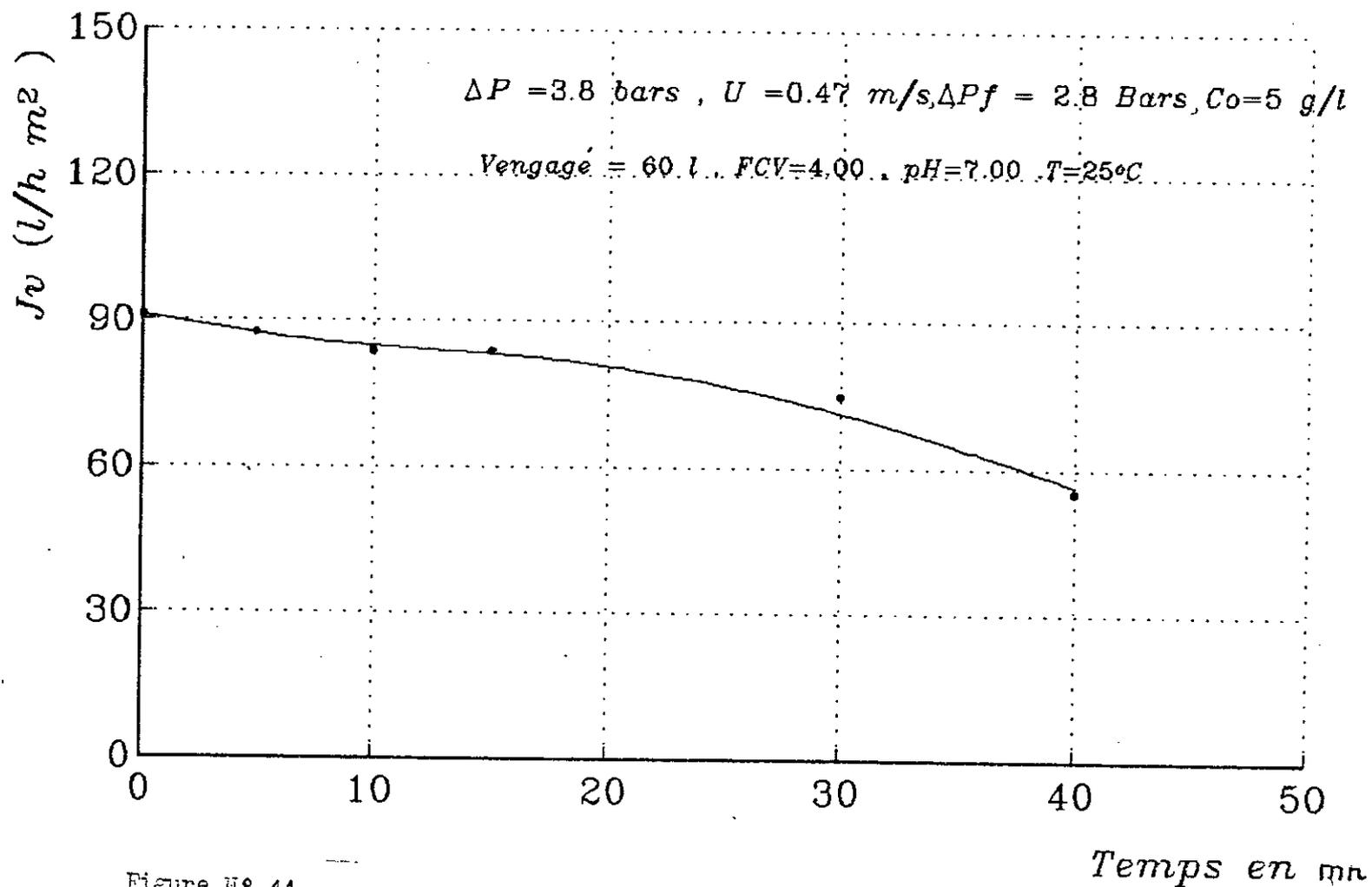


Figure N° 44

Courbes solvants

Membrane PCI

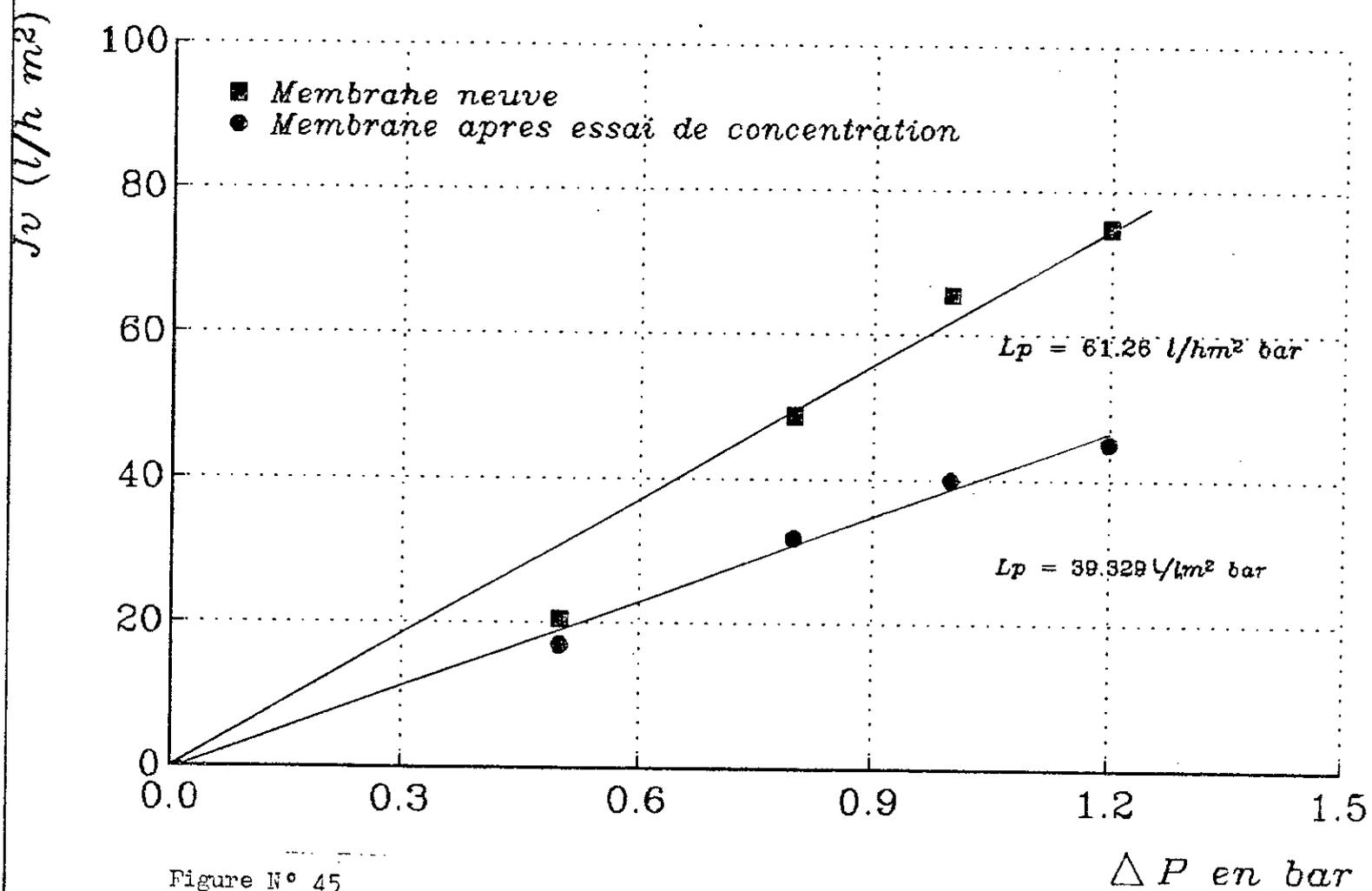


Figure N° 45

4. ÉTUDE DES PERFORMANCES DE L'ULTRAFILTRATION A FCV = 10 DE LA MEMBRANE CERAVÉR ET À FCV = 4 DE LA MEMBRANE PCI

Les courbes de polarisation ont été établies pour chaque concentration limite en faisant varier les paramètres opératoires: la pression transmembranaire ΔP et la vitesse de recirculation U .

Deux concentrations limites ont été utilisées, à savoir la concentration initiale de l'eau de lavage de poissonnerie $C_0 = 5$ g/l et la concentration finale après l'essai de concentration à FCV = 10 ($C_0 = 35$ g/l).

Le choix de ces concentrations n'est pas hasardeux mais a été opéré dans le souci de voir l'influence de ce paramètre dans des conditions limites sur les performances de la membrane CERAVÉR d'ultrafiltration.

Le même travail a été fait pour la membrane PCI à un facteur de concentration FCV = 4 ($C_0 = 18$ g/l).

3.4.1. COURBE DE POLARISATION À $C_0 = 35$ g/l

Des études concernant l'ultrafiltration de notre eau de lavage de poissonnerie concentrée 10 fois en volume (FCV = 10) avec une concentration de la charge $C_0 = 35$ g/l ont essentiellement porté sur la variation du flux de transfert J_v en fonction de la pression transmembranaire ΔP et la vitesse de recirculation U (Figure N°46).

Nous constatons que l'évolution du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire ΔP à différentes vitesses de recirculation U , nous ramène à pratiquement les mêmes interprétations données pour une concentration de $C_0 = 5$ g/l.

Toutefois, par une même vitesse de recirculation donnée, la courbe représentant le débit de perméat pour $C_0 = 5$ g/l se trouve bien au dessus de la courbe représentée pour $C_0 = 35$ g/l comme nous le montre à titre d'exemple la figure N° 47 pour la vitesse $U = 3$ m/s.

Etude de l'influence de la pression transmembranaire
Pour différentes vitesses de recirculation

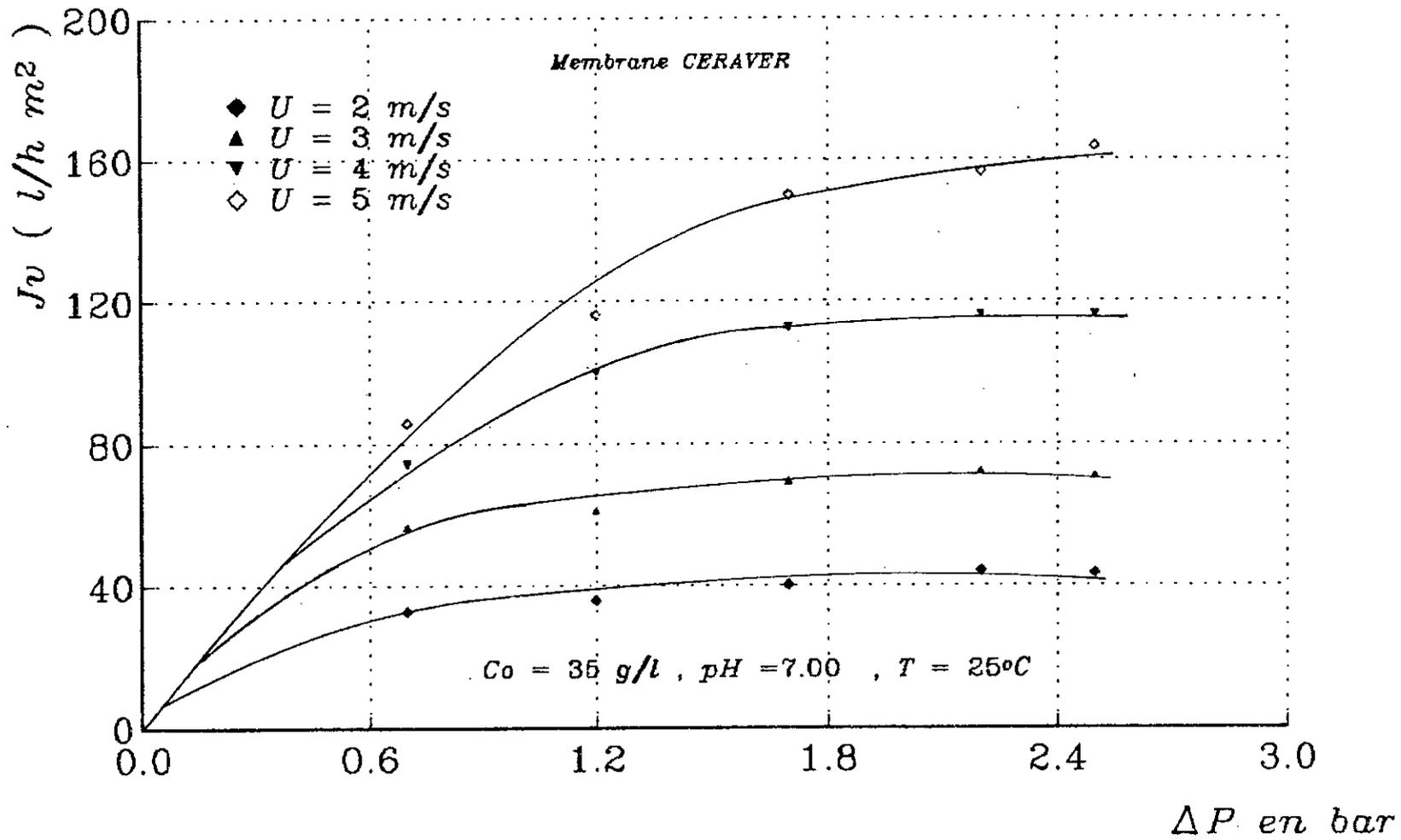
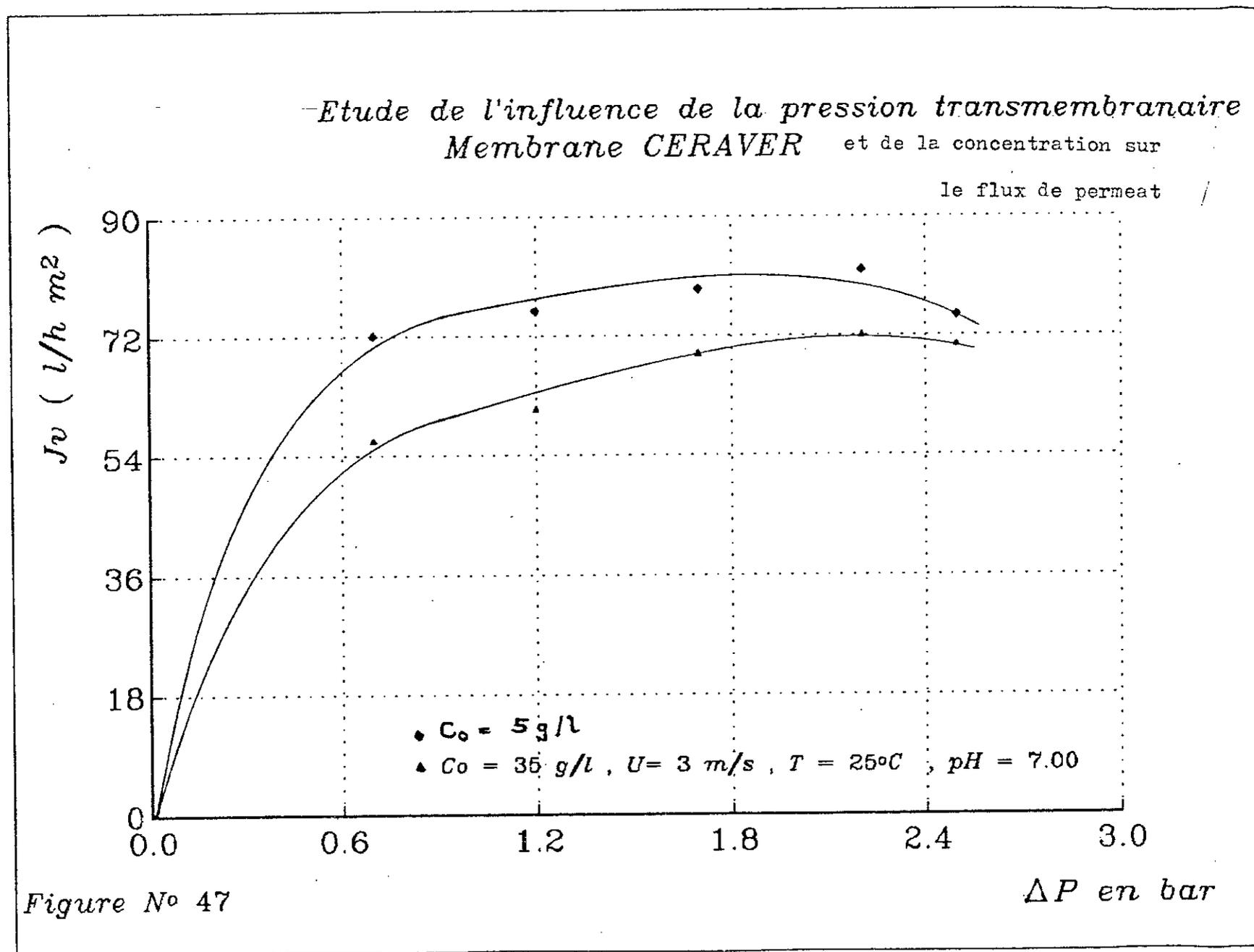


Figure N° : 48



Il apparaît ainsi que les performances de l'appareillage dépendent de la concentration du concentrat. Nous développerons plus en détail ces aspects lors de l'étude économique du process.

La perte de charge ΔP_r du liquide dans le module est pratiquement du même ordre de grandeur pour $C_o = 35$ g/l que celle effectuée pour la concentration $C_o = 5$ g/l. Donc il apparaît que l'évolution de la concentration influe ^{peu} sur les pertes de charge pour une vitesse de recirculation U et à une pression transmembranaire ΔP

3.4.2 COURBES DE POLARISATION À $C_o = 18$ g/l

La courbe représentant le débit de perméat à $C_o = 18$ g/l se trouve au dessous de la courbe représentée par $C_o = 5$ g/l pour une même vitesse de recirculation $U = 0,4$ m/s comme nous le montre sur la figure N°49

On pourra affirmer que pour les concentrations en retentat importantes, les performances de l'appareillage obtenues sont moindres.

*Etude de l'influence de la pression transmembranaire
pour différentes vitesses de recirculations*

Membrane PCI

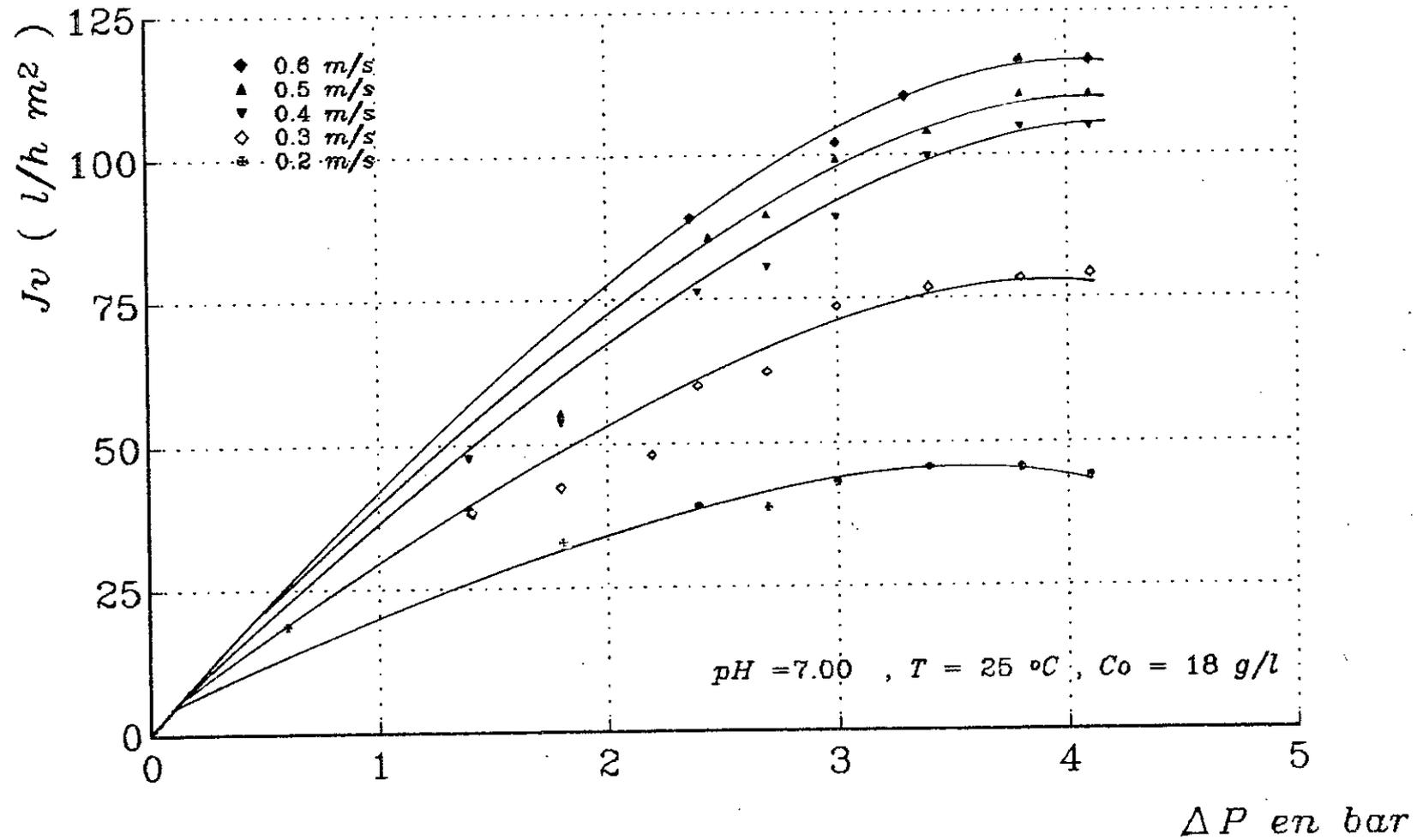


Figure N° 48

Influence de la pression transmembranaire et de la concentration sur le flux de permeat

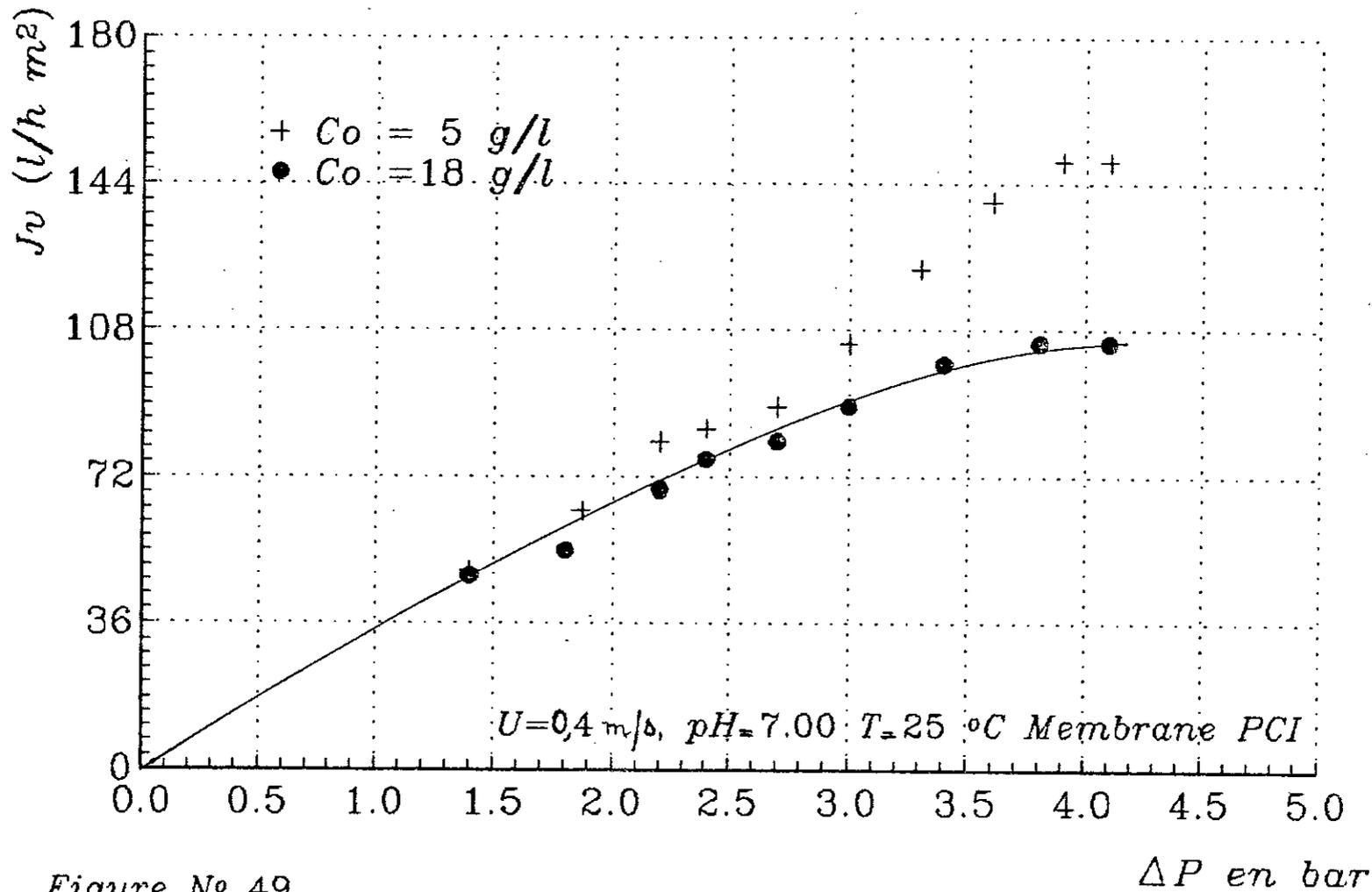


Figure No 49

3.5 BILANS ÉCONOMIQUES

Des études économiques ont été entamées dans le souci de voir si les conditions optimales de fonctionnement ne risquent pas d'être modifiées au fur et à mesure que l'essai de concentration soit mené .

Ainsi des bilans économiques sont établis en s'aidant des relations obtenues au paragraphe 3.2 , pour la membrane CERAVÉR à $C_0 = 35$ g/l et pour la membrane PCI à $C_0 = 18$ g/l .

3.5.1 MEMBRANE CERAVÉR à $C_0 = 35$ g/l

D'après la figure N° 50 , on obtient un faisceau de courbes présentant des minimums.

Le minimum de la courbe situé près de l'abscisse correspondrait aux conditions optimales de fonctionnement :

- Avec une pression transmembranaire $\Delta P = 2,2$ Bars
- Avec une vitesse de recirculation $U = 5,00$ m/s

On remarque que la pression optimale de fonctionnement à la concentration de la charge $C_0 = 35$ g/l est identique à celle effectuée à la concentration de la charge $C_0 = 5$ g/l.

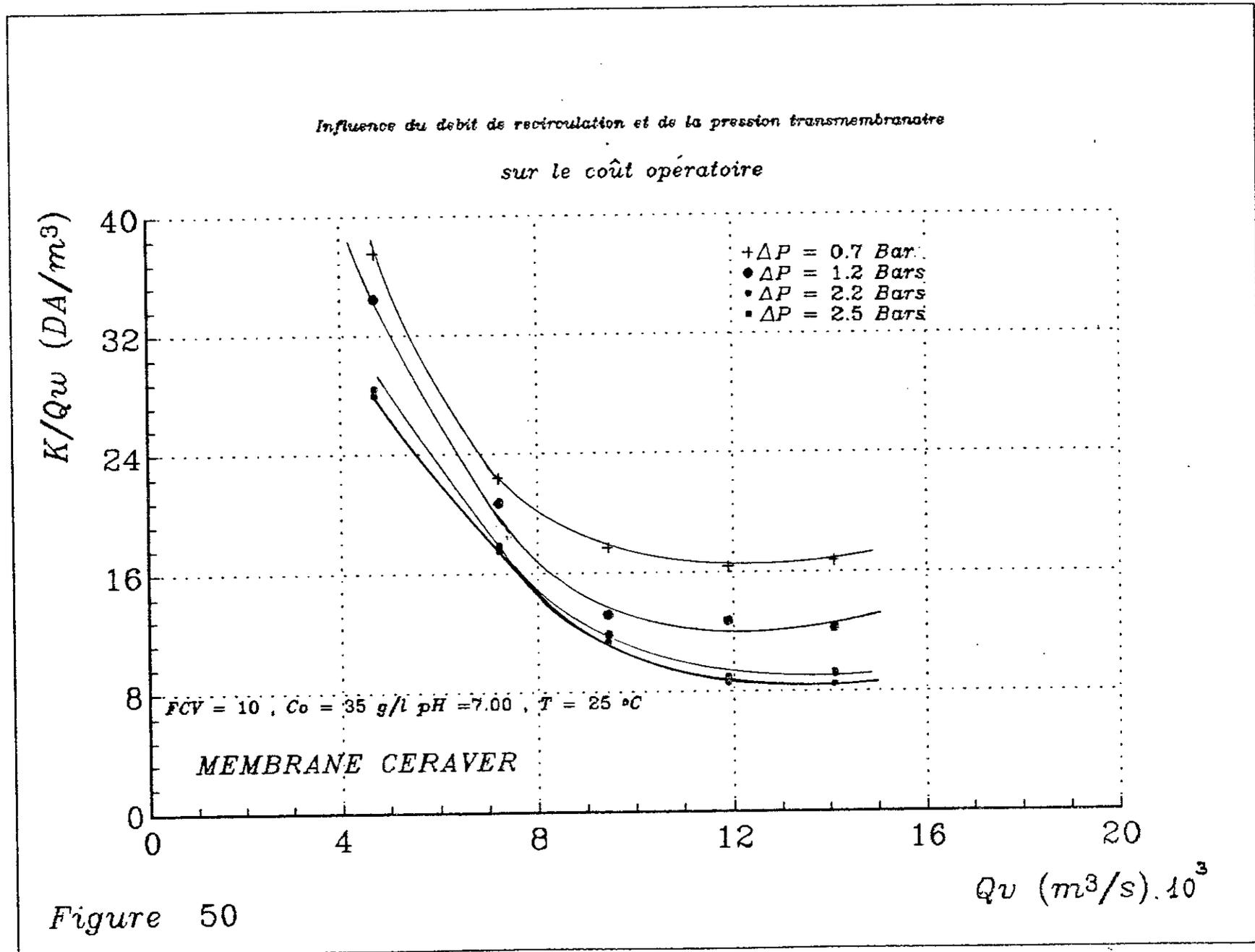
3.5.2. MEMBRANE PCI À $C_0 = 18$ g/l

En effet , en traçant $K/Q_w = f(Q_v)$ pour $FCV = 4$ Fig 51 nous montre que les conditions optimales de fonctionnement n'ont pas subi de changement d'où le couple pression-vitesse est toujours le même c'est à dire $\Delta P = 3,8$ bars et $U = 0,47$ m/s.

Par contre le coût économique a subi une augmentation pour $C_0 = 18$ g/l comme nous le révèle la figure N° 51 où le coût optimal est passé de $4,95$ DA/M³ à $7,2$ DA/M³ , un écart de $2,25$ DA/M³.

D'après ces deux études économiques , on pourra affirmer qu'au cours de l'essai de concentration le choix du couple pression vitesse pour $C_0 = 5$ g/l reste toujours valable pour $C_0 = 18$ g/l.

En sachant que la courbe économique est tracée à partir de la formule de SHEN et PROBSTEIN où cette relation n'est applicable que pour une concentration constante.



Influence du débit de recirculation sur le coût global de l'opération

pour différentes pressions transmembranaires

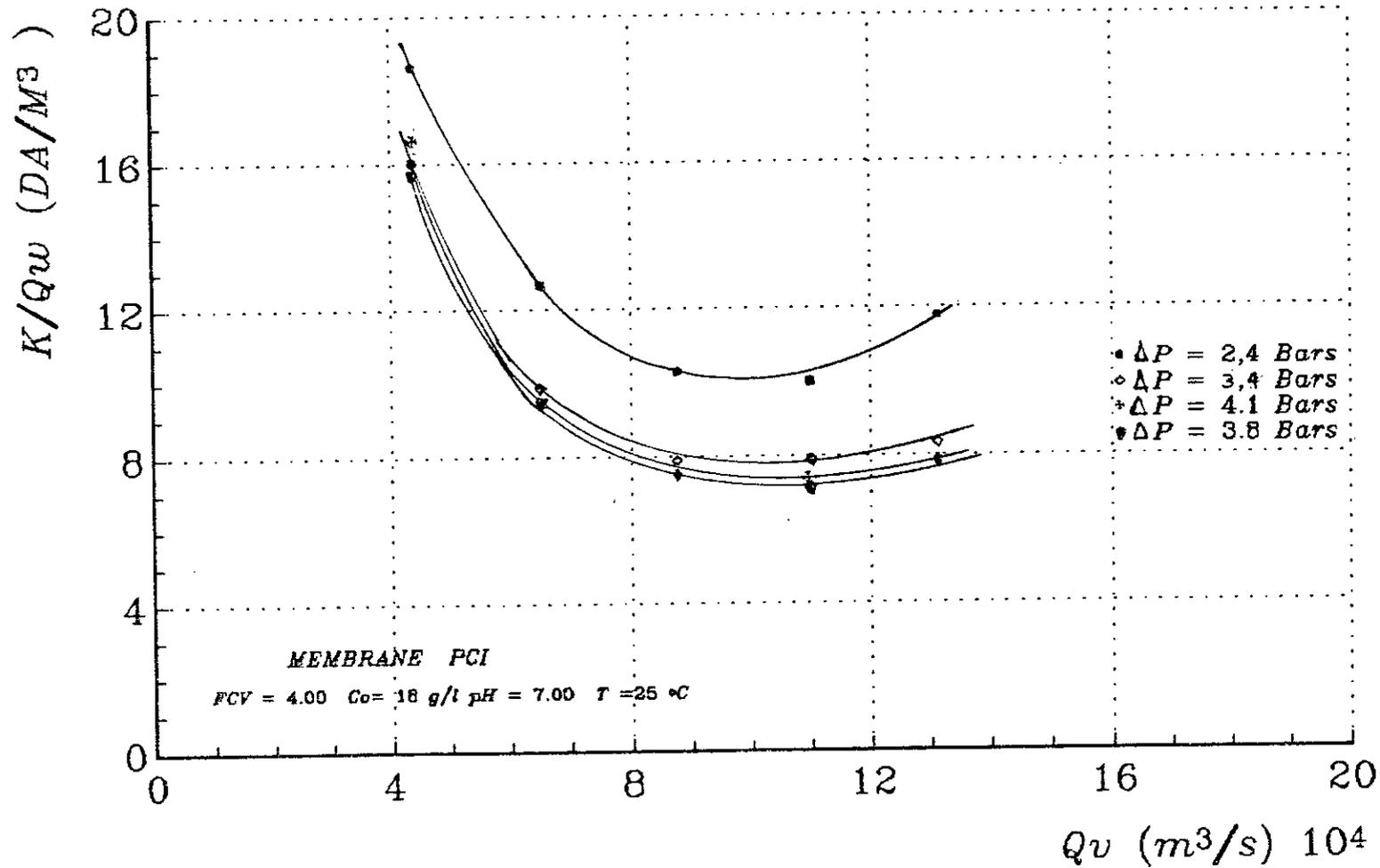


Figure No 51

Influence de du debit de recirculation et de la concentration
sur le coût opératoire

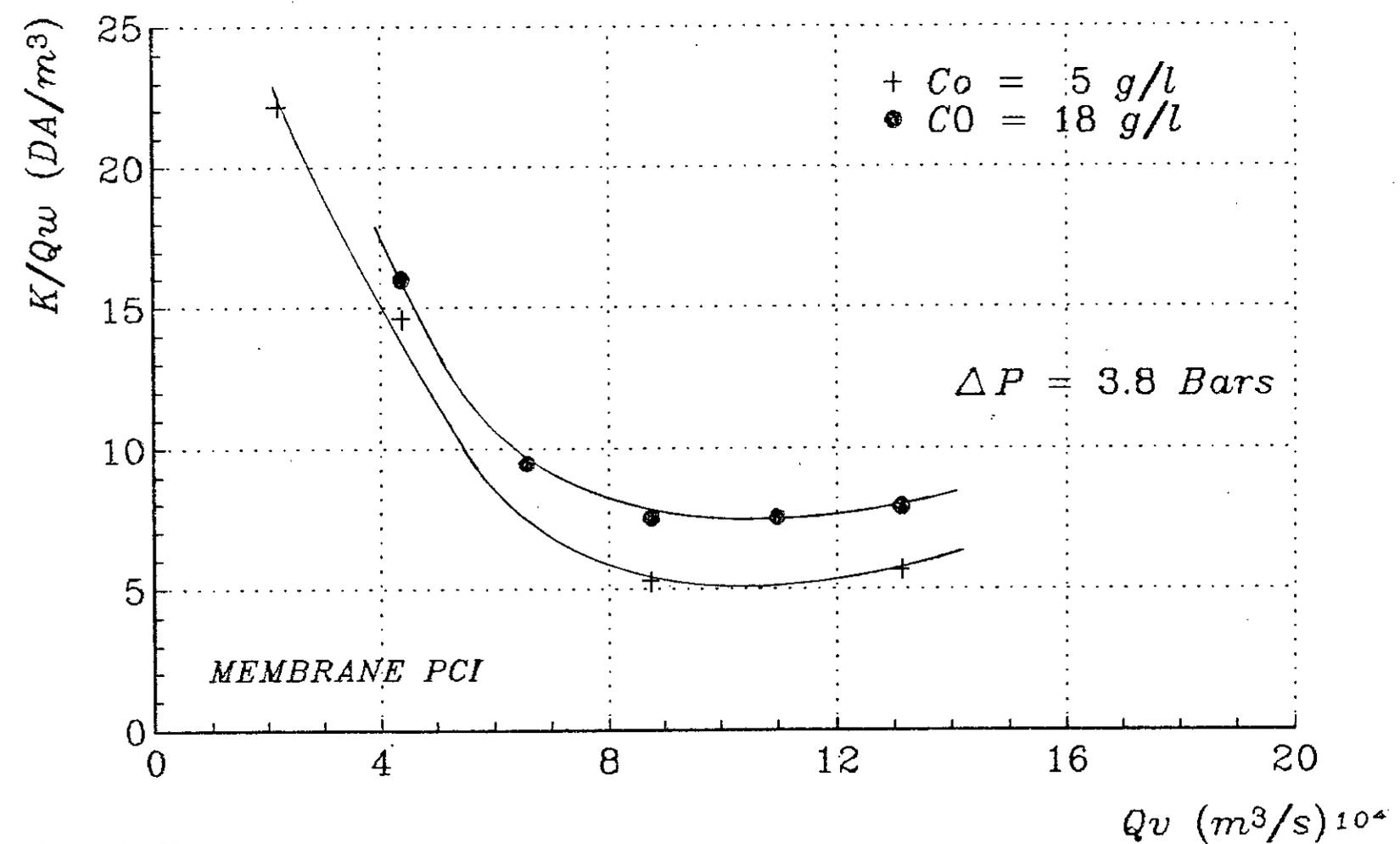


Figure No 52

3.6 ÉTUDE DE TAUX DE REJET OBSERVÉ EN FONCTION DE PARAMETRES OPERATOIRES

Pour les facteurs de concentrations volumique importants obtenus pour les deux membranes à savoir la CERAVER avec un FCV = 10 et la PCI avec un FCV = 4 , nous nous sommes intéressés à étudier l'évolution du taux de rejet observé de ces dernières en fonction des paramètres opératoires .

3.6.1. MEMBRANE CERAVER

3.6.1.1. ÉVOLUTION DE TAUX DE REJET OBSERVÉ LORS DE L'ESSAI DE CONCENTRATION

Au cours de l'essai de concentration , on a suivi l'évolution de la concentration du perméat en fonction du temps (figure N°53).

Au début de l'opération de concentration , on voit que le taux de rejet observé augmente légèrement en fonction de temps les 30 premières minutes puis tend à se stabiliser pour atteindre une valeur de l'ordre de 68 % en fin de l'opération.

3.6.1.2. ÉVOLUTION DU TAUX DE REJET OBSERVÉ AVEC LA PRESSION TRANSMEMBRANAIRE.

L'évolution du taux de rejet observé en fonction de la différence de pression appliquée ΔP de part et d'autre de la membrane pour une concentration de $C_0 = 5 \text{ g/l}$ pour $U = 2 \text{ m/s}$ a montré que ce dernier ne varie pratiquement pas avec la pression et atteint une valeur de 70 % (figure N°54).

3.6.1.3. évolution du taux de rejet observé avec la vitesse de recirculation

Nous constatons que le taux de rejet observé évolue ^{peu} avec les différentes vitesses de recirculations $U = 2 \text{ m/s}$ $U = 3 \text{ m/s}$, $U = 4 \text{ m/s}$. (figure N°55)

Evolution du taux de rejet observé en fonction du temps
Lors de l'essai de la concentration

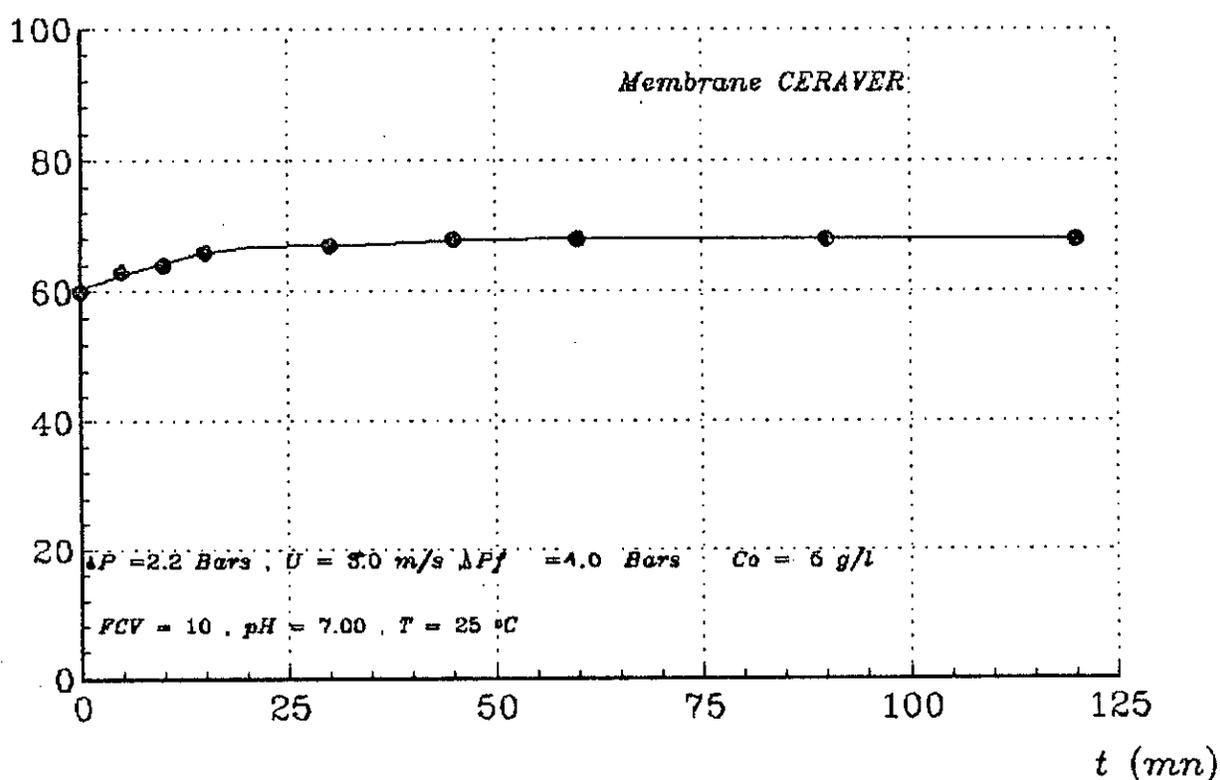


Figure No 53

Evolution du taux de rejet observé avec la pression transmembranaire

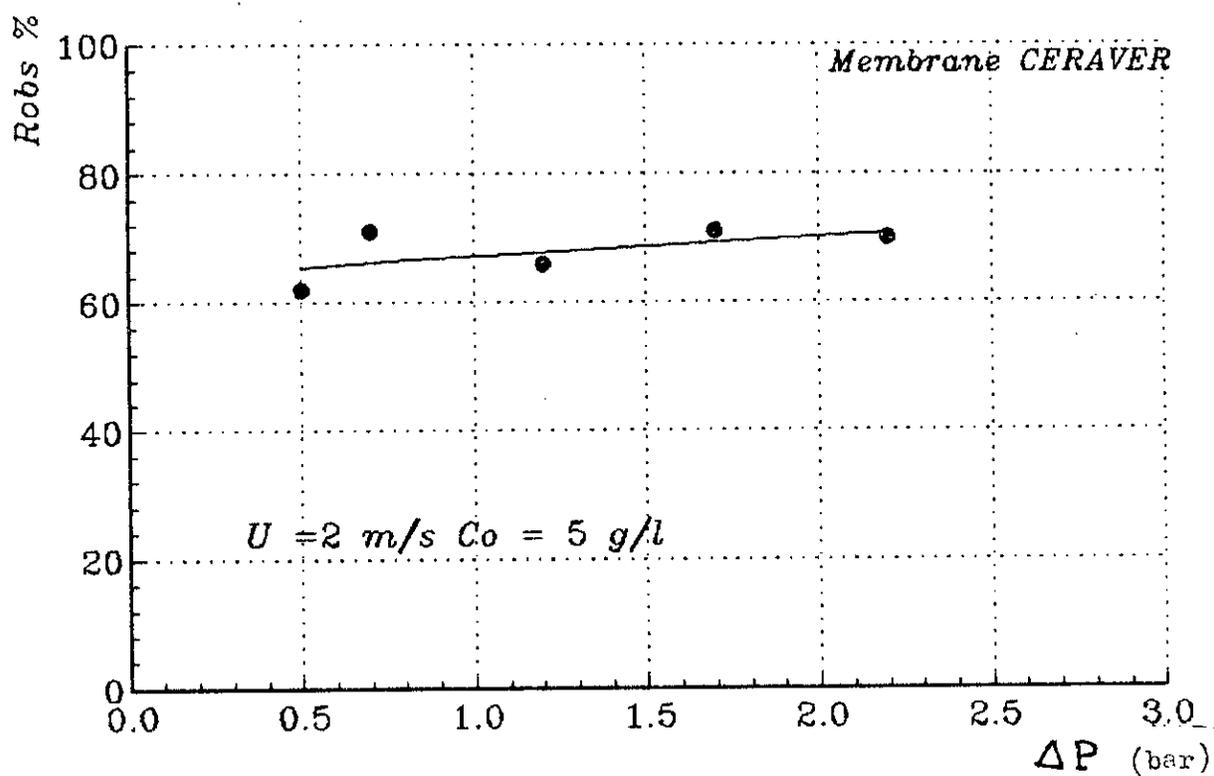


Figure No : 54

Evolution du taux de rejet observé avec la vitesse

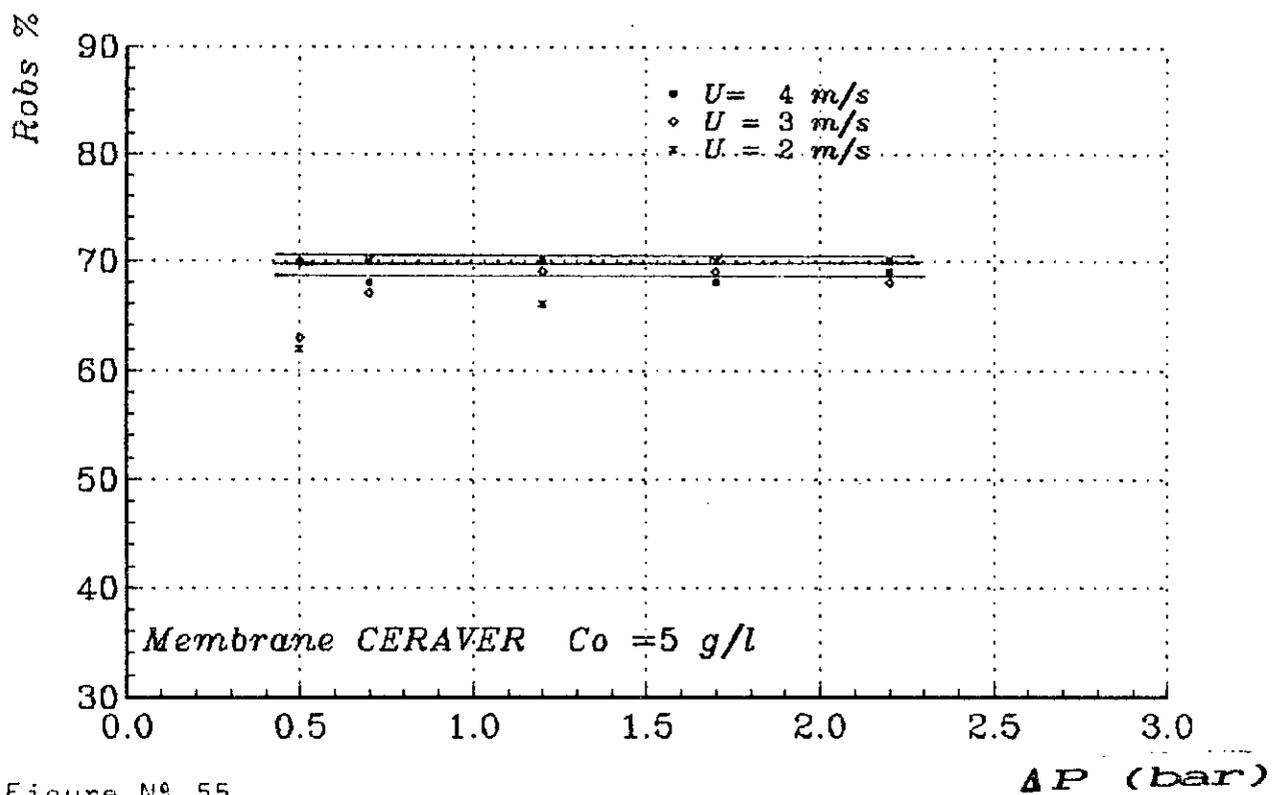


Figure N° 55

3.6.2 MEMBRANE PCI

3.6.2.1. ÉVOLUTION DU TAUX DE REJET OBSERVÉ LORS DE L'ESSAI DE CONCENTRATION

Durant l'essai de concentration, nous avons suivi l'évolution du taux de rejet observé en fonction du temps comme nous le montre sur la figure N°56.

On constate que la valeur du taux de rejet observé a une valeur pratiquement constante au cours de l'opération de concentration, elle est de l'ordre de 80 %.

Donc, il apparaît que le taux de rejet varie peu avec le temps lors de l'essai de concentration. Ce qui nous permet de déduire que l'évolution de la concentration initiale $C_0 = 5$ g/l jusqu'à la concentration finale $C_f = 18$ g/l ne modifie pas le taux de rejet observé. Ces résultats sont en concordance avec ceux obtenus pour la membrane CEREVER.

3.6.2.2. ÉVOLUTION DU TAUX DE REJET OBSERVÉ AVEC LA PRESSION TRANSMEMBRANAIRE.

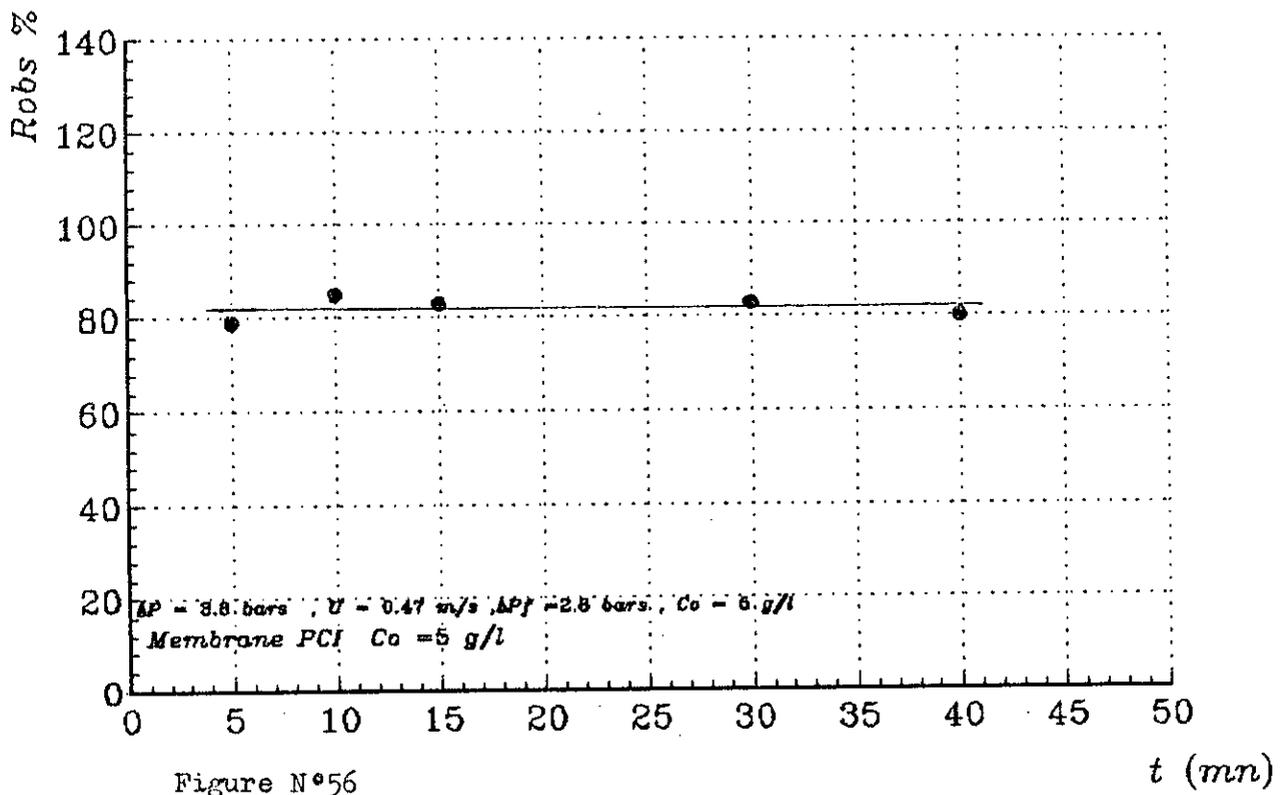
L'étude de l'évolution du taux de rejet observé en fonction de la pression transmembranaire ΔP pour une concentration de la charge $C_0 = 5$ g/l et pour une vitesse de recirculation $U = 0,6$ m/s est représentée sur la figure No 57 où on voit que la pression a peu d'influence sur le taux de rejet observé.

La valeur atteinte du taux de rejet observée est de 80 %, confirmant une fois de plus, les résultats obtenus avec la membrane CEREVER.

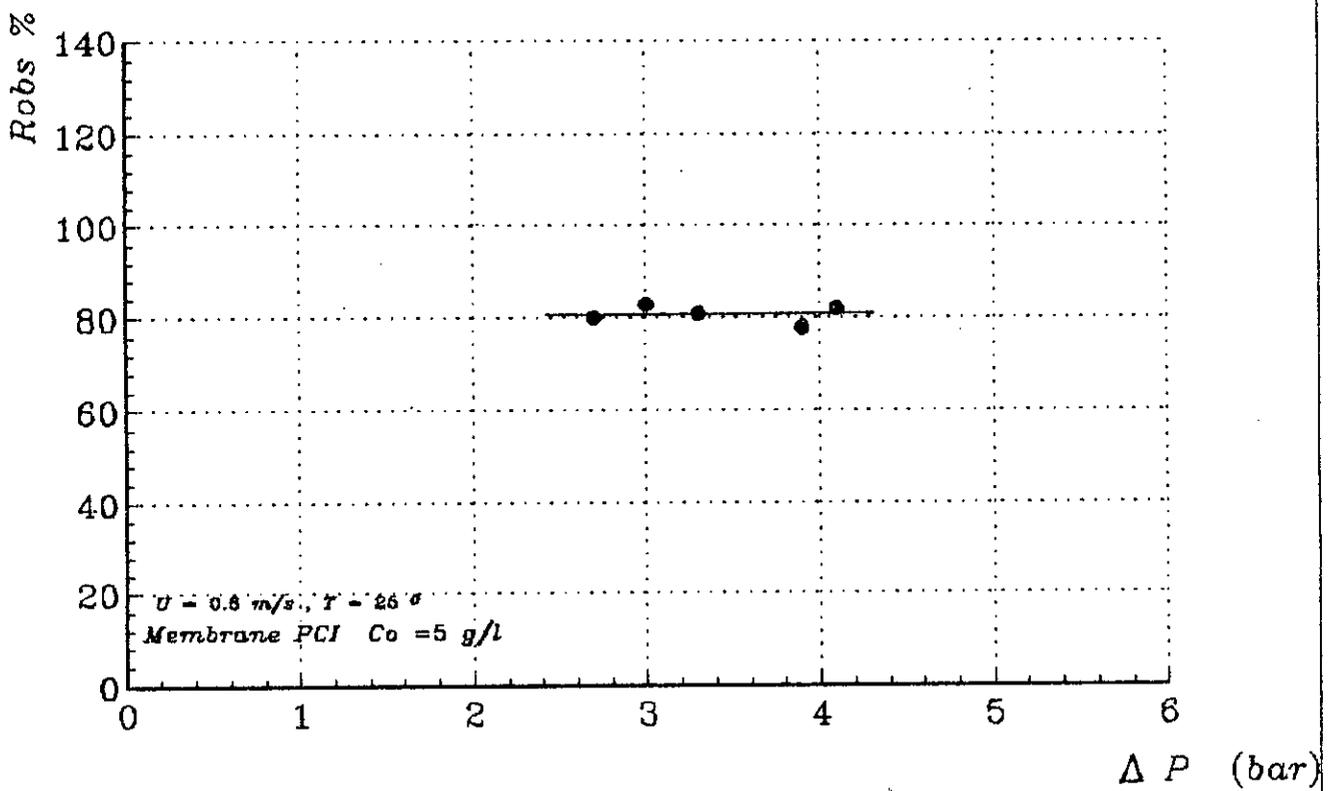
3.6.2.3. ÉVOLUTION DU TAUX DE REJET OBSERVÉ AVEC LA VITESSE DE RECIRCULATION.

On constate que le taux de rejet observé ne varie pratiquement pas avec la vitesse comme nous le montre sur la figure N°58 où

Evolution du taux de rejet observe en fonction du temps



Evolution du taux de rejet observe en fonction de la pression



avec une concentration de la charge de $C_0 = 5 \text{ g/l}$, les différentes vitesses de recirculation ont peu d'influence sur le taux de rejet observé.

D'après cette étude nous pourrions affirmer que le taux de rejet observé évolue très peu, les deux types de membranes au cours de l'essai de concentration et même avec les paramètres hydrodynamiques tels que la pression transmembranaire et la vitesse de recirculation.

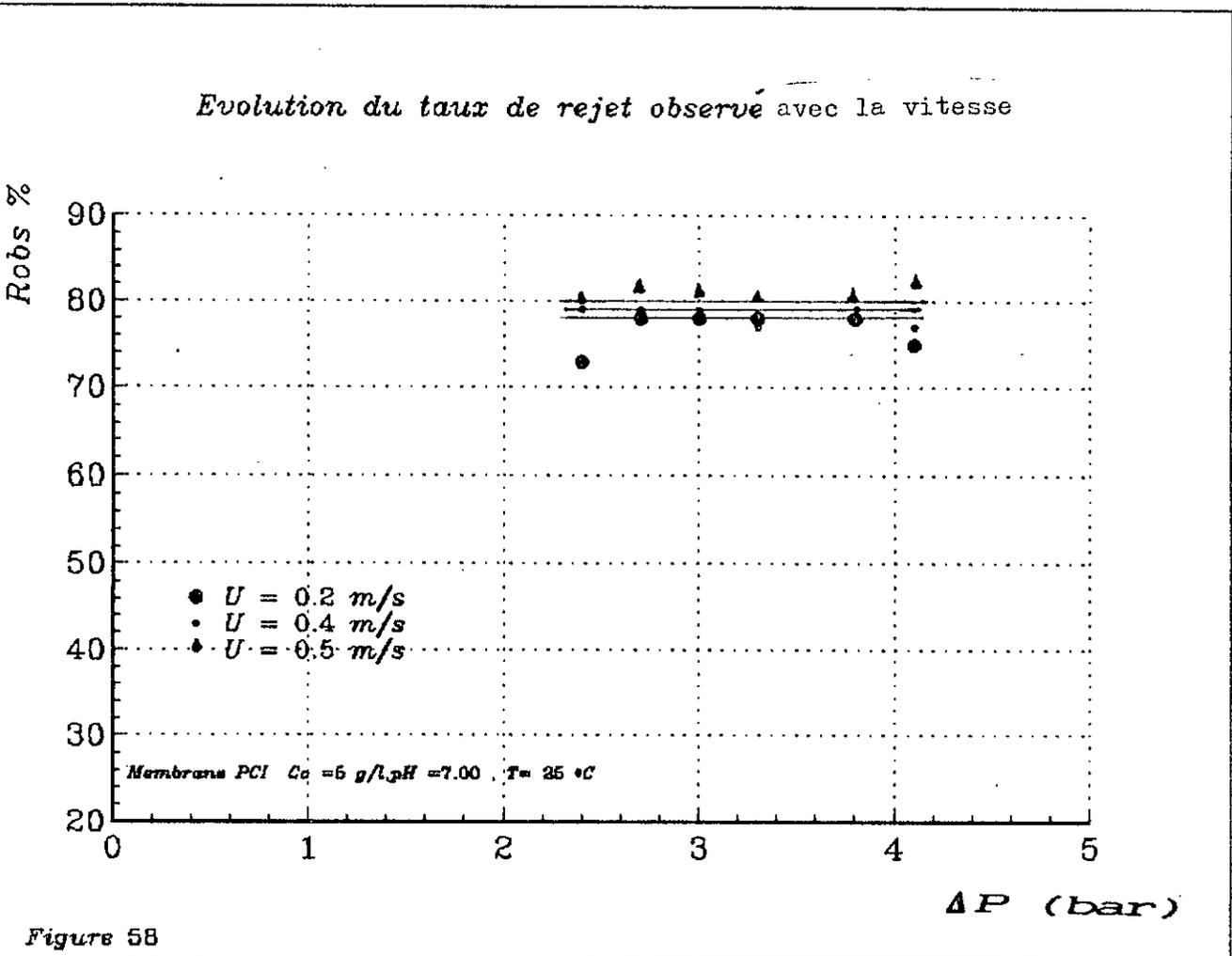


Figure 58

CHAPITRE QUATRE

RECÉNERATION DES MEMBRANES

3.7. IMPACT DU PROCÉDÉ SUR L'ENVIRONNEMENT .

La mesure de la demande biochimique en oxygène (DBO₅) de l'effluent de poissonnerie et du perméat nous révèle un taux d'abattement de la pollution de 78,36 % pour la membrane CERAVER d'après le tableau N° 17.

Un taux d'abattement de la pollution de 88,23 % est observé pour la membrane PCI (Tableau N°18).

D'après ces résultats , nous pourrions affirmer qu'il y a eu un véritable abattement de la charge polluante organique.

Tableau N° 17

	Charge initiale de l'effluent de poissonnerie centrifugé	Perméat Membrane CERAVER	Taux d'abattement de la pollution %
DBO ₅ mg d'O ₂ /l	10.400	2250	78,36

abattement de la charge de l'effluent de poissonnerie centrifugé (membrane CERAVER)

Tableau N° 18

	Charge initiale de l'effluent de poissonnerie centrifugé	Perméat Membrane PCI	Taux d'abattement de la pollution %
DBO ₅ mg d'O ₂ /l	6.800	800	88,23

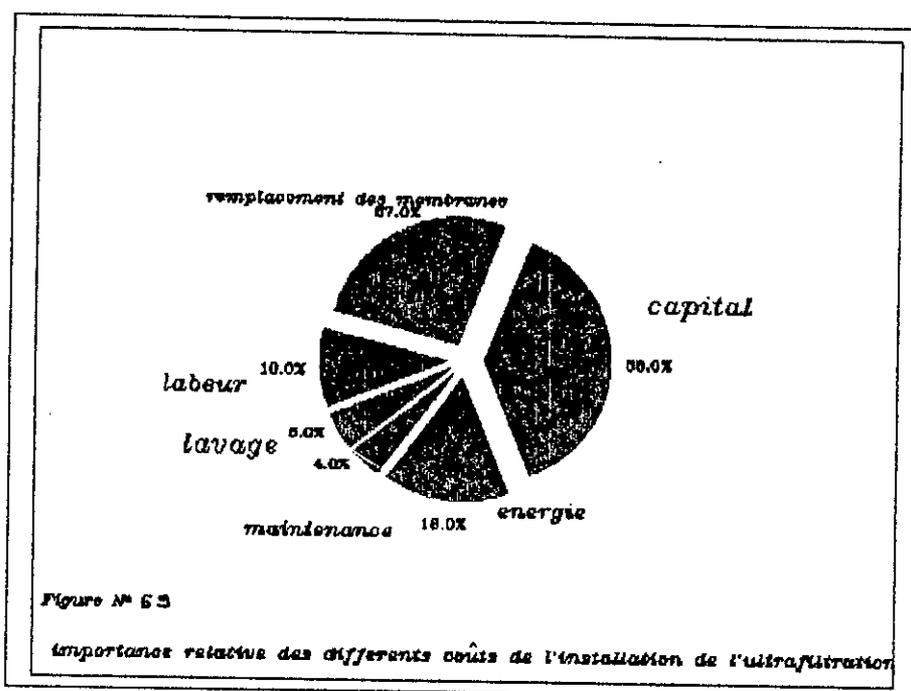
abattement de la charge de l'effluent de poissonnerie centrifugé (membrane PCI)

4 . RÉGÉNÉRATION DES MEMBRANES

4.1 INTRODUCTION

En procédant à des études d'optimisation des installations d'ultrafiltration . il sera possible d'élargir les champs d'application en diminuant les frais d'investissement et de fonctionnement telles qu'une augmentation de la durée de vie des membranes et une diminution de la consommation énergétique .

SIRKAR et Coll. [64] ont étudié l'importance relative des différents coûts que peut avoir une installation moyenne d'ultrafiltration . Ils ont abouti aux résultats présentés à la figure suivante



On constate que les coûts en investissement de remplacement des membranes et en énergie sont bien supérieurs à celui du coût en capital.

Le coût de lavage des membranes est relativement faible (5 %) en admettant que ce dernier est lié uniquement à l'achat des réactifs.

Par contre , un problème de nettoyage mal étudié entraînerait une augmentation de presque tous les autres postes budgétaires en ultrafiltration.

Pour cette raison , on doit attribuer beaucoup d'attention sur l'étude de la régénération de la membrane .

Cette dernière est surtout étudiée par les industriels et les fournisseurs des membranes .

Parmi les procédés de régénération des membranes , on trouve le procédé de nettoyage chimique qui consiste à utiliser des agents de nettoyage seuls ou en combinaison qui sont :

- Les bases tels que l'Ultrasil 10 ou 11 , la soude.
- Les détergents tels que l'hypochlorite de sodium NaClO.
- Les acides tels que l'acide nitrique.
- Les enzymes tels que l'esperase.

Le choix des agents de nettoyage est étudié en fonction:

- du produit colmatant.
- de la résistance et de la nature des matériaux constituant les membranes , les modules , le pilote .

4.2 ÉTUDES ANTÉRIEURES SUR LA RÉGÉNÉRATION DES MEMBRANES .

Jaoven [20] a effectué des essais de régénération avec deux types de membranes , membranes minérales et membranes organiques.

1) MEMBRANES MINÉRALES

Des essais ont été faits sur une membrane minérale CARBOSEP M6 , très résistante aux oxydants puissants et tolère des pH de 0 à 14 .

La membrane a été nettoyée à l'eau de Javel , puis rincée à l'eau , la membrane est alors prête pour un nouvel essai.

JAOUEN remarque qu'hormis l'eau de Javel , tous les agents de nettoyage utilisés seuls , nettoient la membrane que partiellement.

Pour nettoyer une membrane encrassée par des protéines de poisson , plusieurs solutions peuvent être envisagées :

- Combinaison de plusieurs réactifs .
- Action sur la température .
- étude de la cinétique de nettoyage pour les enzymes protéolytiques en particulier.

ii) MEMBRANES ORGANIQUES :

Après un essai de concentration par ultrafiltration des protéines de t. cauds sur des membranes organiques PLGC MILLOPORE de seuil de coupure de 10.000 Daltons membrane en polysulfone.

JAOUEN a procédé à des essais de régénération et il a obtenu les résultats suivants :

- Un simple rinçage à l'eau permet la restauration d'une grande partie de la perméabilité hydraulique de la membrane en cellulose régénérée PLGC , par contre on observe aucun effet pour la membrane en polysulfone PTGC.

- la soude diluée 0,1 N à 20 °C pendant 45 minutes est inefficace dans les deux cas .

- un nettoyage à l'eau de Javel à 250 ppm à 20 °C pour une durée de 18 mn permet la restauration de la perméabilité hydraulique de la membrane en polysulfone PTGC.

WATANABE et Coll.[19] s'est intéressé au problème de la régénération d'une membrane minérale encrassée par les protéines de poisson.

Il a utilisé comme agent de nettoyage de l'eau de Javel NaClO. Il a remarqué que pour des concentrations de NaClO supérieures à 500 ppm et avec un lavage sous pression une diminution des performances était constatée .

Plusieurs équipes de recherches se sont intéressés au problème de l'encrassement des membranes d'ultrafiltration et d'Osmose Inverse d'autres solutés autres que les protéines de poisson . Nous citerons à titre d'exemple , quelques travaux les plus récents et ou originaux.

Zidoune [65] a entamé plusieurs essais de régénération sur différentes membranes minérales dans le cas de l'ultrafiltration du lactosérum .

Il proposa sept séquences de lavage et conclura que la séquence (1) est la plus efficace comme nous le montre le tableau (19):

Naceur [56] a procédé à des essais de régénération des membranes minérales en alumine CERAVÉR ayant subi des essais d'ultrafiltration sur une eau standard et une eau de réseau.

Il a montré que l'immersion de la membrane dans une solution d'acide nitrique concentré suivi d'un rinçage abondant permet d'obtenir d'excellents résultats.

LE MS. et HOWELL J.A. [66] ont proposé un modèle basé sur l'effet des adsorbants et des détergents sur la structure de la membrane d'ultrafiltration.

Ils ont procédé à des essais de régénération sur des membranes PCI type TG/B en utilisant des solutions d'eau de Javel NaClO , de phosphates.

Pour l'eau de Javel . ils ont observé durant les 15 premières minutes une chute de perméabilité puis une remontée rapide de la perméabilité

Tableau 19 : ESSAIS DE RÉGÉNÉRATION SUR LES DIFFÉRENTES MEMBRANES MINÉRALES

Agents de nettoyage et conditions d'utilisation	Ordre de succession et caractéristiques des fréquences de nettoyage testés						
	1	2	3	4	5	6	7
Bref Rinçage à l'eau courante en circuit ouvert à 45 °C	+	+	+	+	+	+	+
Circulation de NaClO en circuit fermé à 45 °C et U=2,67 m/s pdt 15mn	+ 780 ppm Cl actif			+ 780 ppm Cl actif	+ 210 ppm Cl actif	+ 400 ppm Cl actif	+ 400 ppm Cl actif
Rinçage à l'eau courante en Circuit Ouvert à 20°C pdt 2 mn	+				+	+	
Circulation de détergent acide 2% en circuit fermé à 2.67 m/s pdt 15 mn		+ à 20 °C	+ à 45°C			+	
Rinçage à l'eau courante en circuit ouvert à 20 °C, 0.5 bar pdt 5mn			+			+	
Circulation de détergent alcalin 2 % en C.F. à 2.67 m/s pdt 15 mn	+ à 20 °C	+ à 20 °C	+ à 45 °C		+ à 20 °C		+ à 20°C
Rinçage à L'eau courante en C.O. à 20 °C 0.5 bar. pdt 5 mn	+	+	+		+		+
Circulation de détergents acide 2 % en C.F. à 2.67 m/s pdt 15 mn	+ à 20 °C	+ à 20 °C	+ à 45 °C		+		+
Rinçage à l'eau en C.O. à 20 °C, 0.5 bar. puis en C.F. à 2.67 m/s	+	+	+	+	+	+	+

LOZIER J.C. et SIERA [67] ont porté leur étude sur l'utilité de l'ozone et des ultrasons dans la réduction de l'encrassement des membranes d'osmose inverse pour des solutions d'acides humiques.

L'ozonation permet l'oxydation des substances humiques et les transformer en acides organiques et alcools .

Les ultrasons permettent l'augmentation de la vitesse de transfert de l'ozone gazeux en phase liquide .

3 NETTOYAGE DES MEMBRANES APRÈS ULTRAFILTRATION DE L'EFFLUENT DE POISSONNERIE

3.1. MEMBRANES MINÉRALES

MEMBRANE CEREVER (0.1UM)

La procédure de nettoyage de la membrane CEREVER (0,1 um) encrassée par les protéines de poisson est la suivante :

- 1) Utiliser l'Ultrasil 10 de HENKEL à 10 g/l
- 2) Modifier la consigne de température et afficher 70 ° C .
 Monter l'installation à 70 °C.
 La température de 70 °C est nécessaire pour bien nettoyer.
- 3) Introduire la solution d'ultrasil dans le bac.
- 4) Laisser tourner l'installation pendant 30 minutes.
- 5) Ajouter 400 ml d'eau de Javel à 12 ° Chlorométrique.
 et laisser fonctionner l'installation pendant 15 minutes puis arrêter l'opération.
- 6) Vidanger l'installation.
- 7) Rincer à l'eau.

Ce procédé de nettoyage est très efficace et permet la restauration de la perméabilité hydraulique de la membrane jusqu'à 80 - 100 % .

A noter que le procédé de nettoyage a été proposé par la firme AMMA FILTRATION dans le cas de l'ultrafiltration du lait.

La figure suivante donne la valeur du flux de perméat pour chacune des différentes étapes de la régénération de la membrane CEREVER.

- 1) Membrane propre (perméabilité à l'eau)
- 2) Membrane colmatée (ultrafiltration à $C_0 = 5g/l$)
- 3) Rinçage à l'eau
- 4) Nettoyage avec l'ultrasil 10 à 10 g/l
- 5) Ajout de 400 ml de $NaClO$ à 12 Chlorométrique
- 6) Rinçage à l'eau

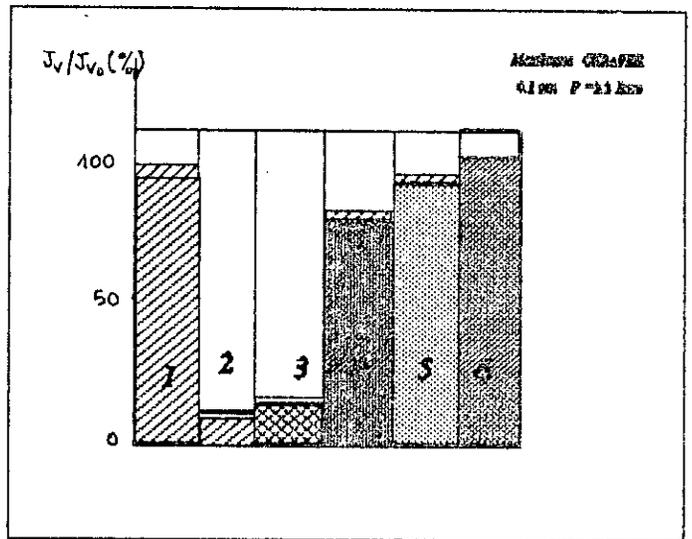


FIGURE N° 60 RÉGÉNÉRATION DE LA MEMBRANE CERAVER

ii) MEMBRANE CARBOSEP -TECHSEP M4 (20.000 DALTONS).

On a procédé à des essais de régénération avec la membrane CARBOSEP M4 de seuil de coupure de 20.000 Daltons comme suit:

La figure N°61 donne les valeurs du flux de perméat J_v pour chacune des étapes de la régénération de la membrane TECHSEP M4 .

La membrane est nettoyée à l'eau de Javel $NaClO$ à 2 ° Chlorométrique pendant une durée de 30 minutes à température ambiante puis rincée à l'eau. Le procédé de nettoyage semble être efficace et permet la restauration de la perméabilité de la membrane jusqu'à 92% .

- 1) Membrane Propre (Perméabilité à l'eau)
- 2) Membrane Colmatée (Ultrafiltration à $C_0 = 2 g/l$).
- 3) Nettoyage avec $NaClO$ à 2 ° Chlorométrique
- 4) Rinçage à l'eau

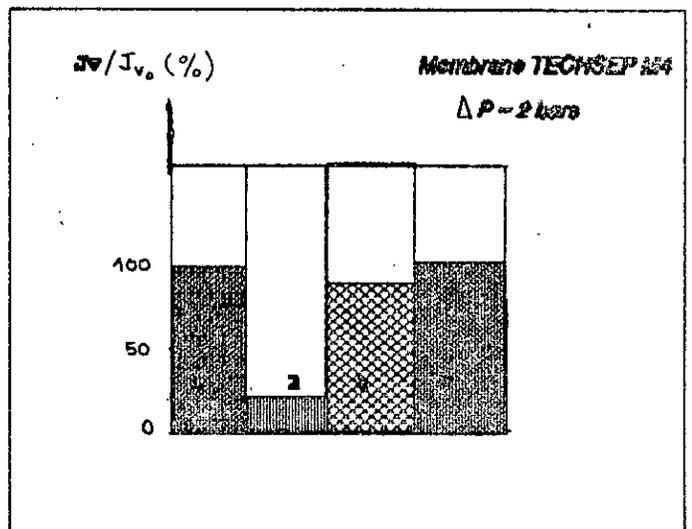


FIGURE 61: RÉGÉNÉRATION DE LA MEMBRANE TECHSEP M4

3.2 MEMBRANES ORGANIQUES

MEMBRANE PCI (20.000 DALTONS)

Le protocole de régénération de la membrane PCI est le suivant:

Utiliser l'ultrasil 10 ou 11 de Henkel à 10 g/l

Modifier la consigne de température et afficher 40 °C

monter l'installation entre 35 et 40 °C.

Introduire la solution d'ultrasil dans le bac .

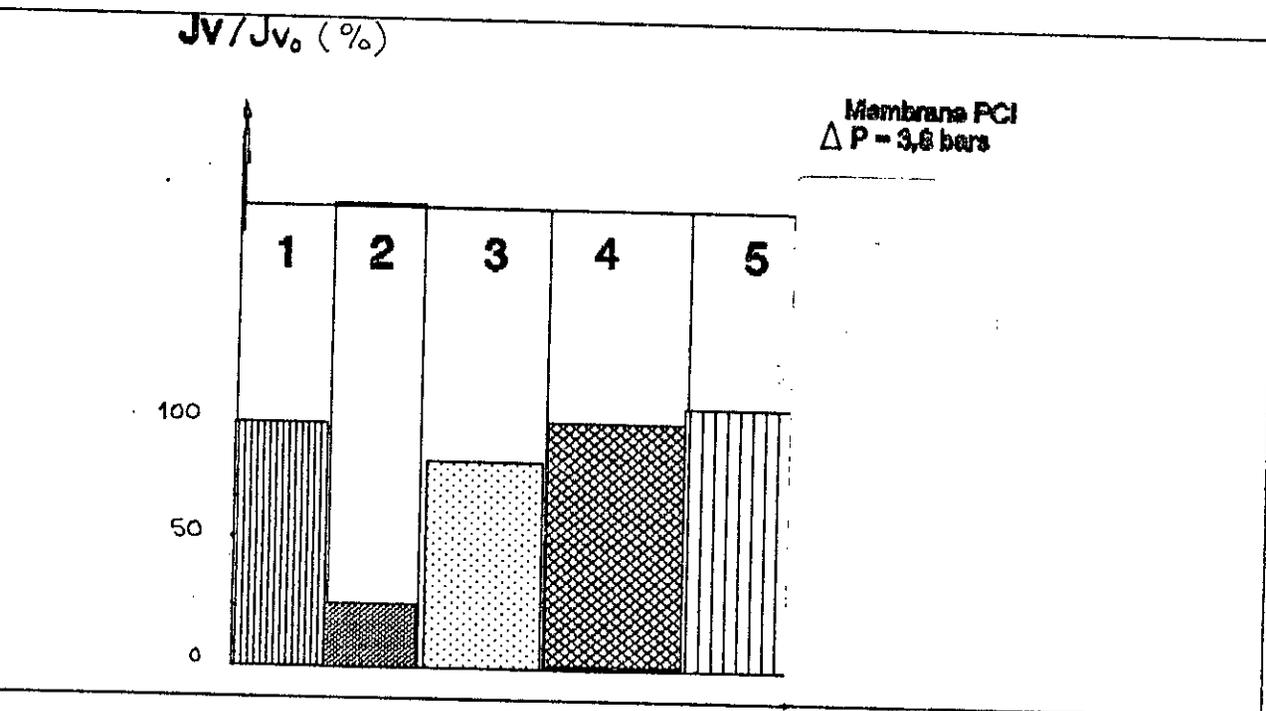
Laisser tourner l'installation pendant 30 minutes .

Vidanger l'installation.

rincer à l'eau

L'eau de JAVEL est très déconseillée par les fabricants des membranes organiques.

figure N°62 donne les valeurs du flux pour chacune des étapes de la régénération organique PCI .



membrane propre (perméabilité à l'eau)
membrane colmatée (Ultrafiltration à
= 5g/l)
rincage à l'eau
nettoyage avec de l'ultrasil 10 à 10 g/l
rincage à l'eau

Figure 62 Régénération de la membrane organique PCI

(i) MEMBRANE IRIS 3038 RHONE POULENC (20.000 Daltons)

On suivra le même protocole de régénération de la membrane PCI pour la membrane IRIS RHONE-POULENC

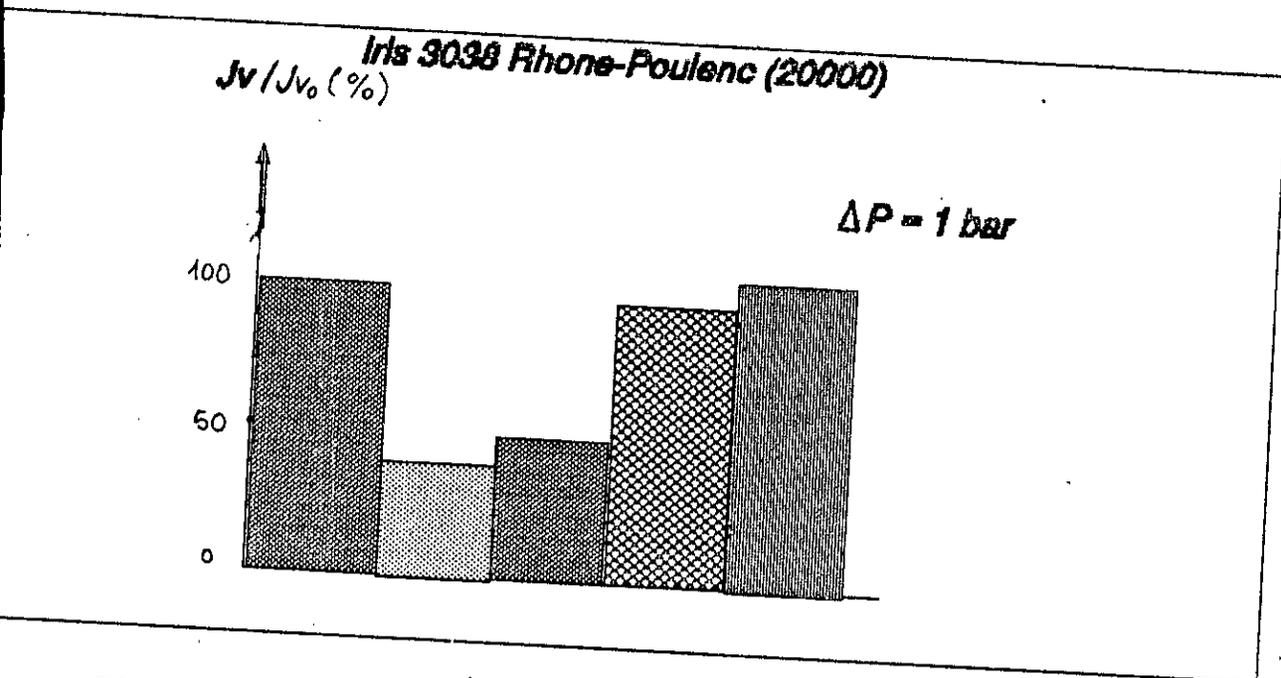


Figure N° 63 Régénération de la membrane IRIS 3038

FRÉQUENCE DE NETTOYAGE

Afin de travailler à perméabilité hydraulique constante de la membrane tout le long des essais d'ultrafiltration, on était amené à ce que la fréquence de nettoyage soit assez grande. En effet, dans le cadre de l'étude de l'influence de la pression transmembranaire et de la vitesse de recirculation sur le flux de perméat où pour chaque cas de polarisation, on procédait au rinçage, nettoyage de la membrane.



CONCLUSION

L'étude sur l'ultrafiltration d'une eau de lavage de poissonnerie nous a révélé que ce procédé permet la valorisation des rejets de cette industrie en récupérant les protéines solubles contenues dans ces eaux .

En effet , les membranes d'ultrafiltration utilisées dans l'ensemble présentant une bonne rétention des protéines qui évoluent entre 52 % à 80%.

Ainsi un abattement de la charge polluante organique est obtenu pour l'ensemble des membranes notamment pour les deux membranes à savoir CERAVER et PCI où on a opéré à fort facteur de concentration volumique dont l'abattement évolue entre 78 % et 88 %.

L'étude de l'influence des paramètres hydrodynamiques sur le flux du perméat de l'ultrafiltration pour chacune des quatre membranes testées nous a permis de quantifier les performances du procédé d'ultrafiltration.

L'optimisation des performances de chaque membrane d'ultrafiltration par des bilans économiques a permis la détermination des conditions optimales de fonctionnement du procédé et cela pour une concentration en protéines $C_0 = 5\text{g/l}$.

L'essai de concentration mené aux conditions optimales préalablement déterminées pour une concentration $C_0 = 5\text{ g/l}$ a permis de constater une allure décroissante du flux en fonction du temps , et cela pour les membranes utilisées.

Une optimisation des performances de l'ultrafiltration pour les membranes à fort facteur de concentration volumique , à savoir les membranes CERAVER et PCI , nous a permis de constater qu'à des concentrations $C_0 = 35\text{ g/l}$ (CERAVER) et $C_0 = 18\text{ g/l}$ (PCI) que les conditions opératoires optimales sont

semblables à celles obtenues pour une concentration C_0
= 5 g/l.

Ce qui nous permet d'affirmer que lors de l'essai de concentration, nous opérons dans des conditions optimales jusqu'à la fin de cette opération.

L'étude de l'évolution du taux de rejet observé pour les membranes utilisées à fort facteur de concentration volumique CEREVER et PCI a montré que ce dernier varie peu avec les conditions opératoires telles que la pression transmembranaire ΔP et la vitesse de recirculation U .

La régénération des membranes a donné des résultats satisfaisants.

En effet, aussi bien pour la régénération de la membrane organique réalisée en utilisant uniquement de l'ultrasil 10, que la membrane minérale où en plus de l'Ultrasil 10, un autre agent de nettoyage en l'occurrence l'hypochlorite de sodium est utilisé, nous réobtenons pratiquement en fin de régénération la même perméabilité hydraulique à l'eau de la membrane neuve.

Ces derniers résultats soulagent considérablement les utilisateurs potentiels de ces techniques, au vu de l'importance de la constitution du poste de remplacement des membranes dans le coût total de l'opération d'ultrafiltration.

La maîtrise de la régénération de ces membranes d'ultrafiltration dans le cadre de la récupération des protéines solubles des eaux de lavage de poissonnerie rendra, aussi plus attractif ce procédé.

Enfin , nous pouvons conclure , en affirmant la faisabilité du process avec comme principaux avantages:

- la récupération des protéines dans les eaux de lavage de poissonnerie tout en sauvegardant leurs propriétés fonctionnelles et organoleptiques .

- Un abattement substantiel de la charge polluante organique .

- Une possibilité de recyclage des eaux de lavage ainsi traitées.

BIBLIOGRAPHIE

- 1 LEE C.H., SURIMI Process technology , food technolgy 69. pp 69-80 Nov (1984) .
- 2 SATOSHI F., NOGUSHI , Surimi manufacturing process the japanese exprience, proc .Int symp .on Engineered feafood incuding surimi . pp 244-245 SEATTLE . Washington Nov 19-21 , (1985).
- 3 HASEGAWA H., WATANABE H., TAKAI R., Electrocoagulation of fish muscle water soluble protein and of the coagulation , Bull Jap.Soc. Sc.Fish. 46 pp 1391-1384 (1980).
- 4 HASEGAWA H., WATANABE H., TAKAI , Method s of Recovery of Fish musele water protein by Electrocoagualtion , Bull Jap. Soc. Sci Fish 48,1 pp 65-68 (1982).
- 5 SPINELLI J., PELROY G.A., Availabilty of Amino-Acids In sarcoplasmic fish protein complexed with sodium hexametaphosphate , J.of Food Science vol 36 . pp 144-146 (1971).
- 6 NISHIOKA F., SHIMUZU . Recovery of protein from washing minced fish meat by shifting pH method, Bull Jap. 49, 5 pp 795 -800 (1984)
- 7 NIKI H. , KATO T. , DEYA E., DOI T., ANIKO K. , HAYASHA H., Us patent, 4181749 , assigned to snow brand milk products co , ltd (1980).
- 8 NIKI H., KATO, DEYA E.,IGARASHI S., Recovery of protein fish effluent of meat in producing surimi and utilisation of recovered protein , Bull Jap. Soc. Sci. Fish , 51 ,6 pp 359-364 (1985).
- 9 CHAO A.C., MACHREHRL J.F., GALARRANAGA E., Ultrafiltration treatment of seafood processing , proc 35th ind. waste conf PURDUE , unv. pp 569-570 (1980).
- 10 CHAO - A.C., YOUNG C.T., Application of ultrafiltration Process for achieving ressources recovery and pollution abatement for seafood wastewaters triangle Conference on Environmental technology. Chappel .Hill N.c. 12 p. april 4-6 (1983).
- 11 BIN ABU M.Y., RAO M.A., HUIZZO J.A., Clarification of Menhaden Bail water effluent by reverse osmosis, J. Env. Sci Health 319 (1) , pp 67-82 (1984).
- 12 CHEN H.C., ZALL R.R., Concentration and fractionnement of clam Viscera proteinas by ultrafiltration, Process Biochemistry pp 46-50 (1985).
- 13 ALMAS K.A. , Application of crossflow membrane technolgy in the fishing industry . Desalination 53, pp 167 -180 (1985).
- 14 EGOROVA, GUBANOVA A.G. , KOZLOV M.P. , IVANYATA A.E. , KURULYUK L.V. , BUSOVA A.J Purification of water from thawing of frozen fish by means of ultrafiltration , Rebnve Khztaistva (russian) N°2 pp 75-77 (1986).
- 15 VEGA R.E., et BRENNAN J.G., Fractionnation of fish protein by ultrafiltration separations for biotechnology pp 373-382 (1987).
- 16 MIYATA , Concentration of protein from the wash water of red meat fish by ultrafiltration Meabranes, Bull jap. Soc. Fish 50,4, pp 659-663 (1984).
- 17 GREEN D.TZOU L. , CHAO A.C., LANIER T.C., Stratégie for handling soluble wastes gnerated during minced Fish (surimi) Production , Proc. 39 th Ind. Waste Conf . PURDUE Univ, pp565-571 (1984).
- 18 NINOMIYA K., OOKAWA T., TSUCAHYA T., MATSUNOTO J.J., Recovery of water soluble proteins in waste soluble protein in waste wash water oh fish Processig Plants of Ultrafiltration , Bull Jap. Soc Fish J1 51,1133 (1985) .

- 19 WATANABE A., OHTANI T., HORIKITA H., OKYA H., KUMURA S. Recovering of soluble protein from fish jelly processing with self rejection dynamic membranes , food engineering and process applications, elsevier Applied Sc, Publishers Vol 2 225 (1986).
- 20 JAOUEN P., étude des techniques de séparation par membrane dans le domaine des pêches et des cultures marines , Thèse de doctorat , Université de nantes , 1989.
- 21 BAKLOUTI S., Influence de l'adsorption sur le transfert de solvant en ultrafiltration , Doctorat 3^{ème} cycle , Toulouse (1985).
- 22 DAVID J. , PAULSON , RICHARD L., WILSON , et DEAN D. SPATZ , Crossflow membrane technology and its applications , food technology , Décembre (1984).
- 23 ZEMAN L.J., Adsorption Effects in rejection of Macromolecules by ultrafiltration Membranes , J. memb. Sc . 15 pp 213,230 (1983).
- 24 MAMERI N., Contribution à l'étude de l'ultrafiltration , Thèse de Doctorat Rennes (1987).
- 25 BARNIER H., Ultrafiltration : théorie mécanismes de transfert , phénomènes de colmatage , techniques d'extraction et de purification , Inst. Saclay , Sep (1986).
- 26 NGYEN C.T., NEEZ J. , Characterisation of ultrafiltration membranes part IV. Influence of the deformation of molecular solutes on the transfert through ultrafiltration membranes . J. mem Sci 14 , 111 (1983).
- 27 SCHLUMPF J.P., QUENNEUR F., Interactions solutés-membranes lors de l'ultrafiltration d'un alkylbenzène sulfonate de sodium , entropie N 140 , pp 30-36 (1988)
- 28 NAKAO S.I., YUNOTO.S. , KIMURA S. , analysis of rejection characteristics of gel layer for low molecular Weight Soluts J.Chem. eng of Japan 6, 463 (1982).
- 29 TADDEI C. , AIMAR P. , DAUPING , SANCHEZ V., étude du transfert de matière lors de l'ultrafiltration de lactosérum doux sur membrane minérale , le lait 66, 371 (1986).
- 30 AIMAR P. , Mécanismes de transfert de matière en ultrafiltration , Thèse de Doctorat U.P.S. TOULOUSE (1987).
- 31 ALAIN MAUREL , Osmose inverse et ultrafiltration Technology et Application , techniques de l'ingénieur J.2792 (1984).
- 32 GOLDSMITH, TH R.L., Macromolecular ultrafiltration with Microporous membranes Ind.Eng. Chem. Fundam. Vol 10 N° 1 , 1971 (113-120)
- 33 LAFAILLE J.R. , SANCHEZ V. , MAHENC J. transfert de matière dans les modules d'ultrafiltration équipées de fibres creuses , entropie N118 , 29 (1984).
- 34 PORTER M.C., Concentration polarization in reverse osmosis and ultrafiltration proc. of the NATO advanced study on synthetic membranes : Sciences , Eng. And Appl , Alkabidech , Portugal, pp 367-388 (1983).
- 35 CHUDACEK M.W. , FANE A.G. ; The Dynamics of polarization in stirred and instirred ultrafiltration 21 , pp 367-388 (1983).
- 36 MICHAELS A.S. , Chem . Eng. Prog. 64. 31-44 (1968).
- 37 MATHIASSEN K., the role of macromolecular adsorption in fouling of ultrafiltration membranes , J of Membrane Science 16 , 23-36 (1983).
- 38 SUKI A., FANE A.G., FELL C.T.D. , Flux decline in protein ultrafiltration J. of membrane Science 21, 263-283 (1983).

- 39 BAKLOUTI. S., AIMAR P., SANCHEZ V., Adsorption et transfert de matière en ultrafiltration, le lait 64, pp 206-216 (1984)
- 40 J.D. FERRY, Chem Res. 18.373 (1936)
- 41 POYEN S., GUERMEUR F., BARTOU B., Amélioration du flux de perméat en ultrafiltration par promoteurs de turbulence, Entropie N 120 50-55 (1984).
- 42 SHEN J.J. S., PROBSTEIN R.L., turbulence promotion and hydrodynamic optimization in ultrafiltration process, Ind, Eng Chem Process Dev, Develop N 3 pp 545-554 (1979).
- 43 SCHLUEPF J.P., SEBBANE O., GUERMEUR F., Utilisation de promoteurs de turbulences en ultrafiltration d'émulsions huileuses, Filtra. 88.
- 44 MONTLAHUC G., TARODO P., RIOS G.M., Transfert de matière entre un lit fluidisé homogène et une paroi poreuse, Entropie N° 124 24-27 (1985).
- 45 BEN AMAR R., BOUZAZA A.K., JAFFRIN M.V., GUPYA B.B., Augmentation du flux de perméat en ultrafiltration et microfiltration tangentielle par l'emploi de débit pulsé, Récents progrès en Génie des procédés, Ed techniques et Documentation Lavoisier, Vol N 2 57-67 (1987).
- 46 TARLETON E.S., How electric and ultrasonic fields assist membrane Filtration. Filtration and Séparation, Nov /Dec pp 402-406 (1988).
- 47 SANCHEZ V., AIMAR P., MAHENC J., Procédé et dispositif de séparation par électrofiltration de particules solides ou macromolécules solides contenues dans une solution, Brevet 2583 300, Juin 1985.
- 48 KOZINSKI A.A., LIGHTFOOT E.N., Aiche J. 18,5,1030 (1972)
- 49 DACKER R.W., REICH P. R., STRATHMANN H., J. phys. Chem. 76, 238 1972
- 50 BLATT W.P., BRAVID A., MICHAELS A.S., NELSEN L., Soluté Polarization and cake formation ultrafiltration, Membrane Sc. And Tech. Flin ed., Plenum press New york, 47 (1970).
- 51 CHERGUI A., Amélioration des performances de l'ultrafiltration par utilisation de promoteurs de turbulence, Thèse de Magister ENPA 1991.
- 52 LAKSHMINARAYAN, Chem Rev 65,491, (1965).
- 53 R.C.SQUIRES, Membranes techniques for renovating industrial Effluents, Aqua N° 3, pp 160-171, (1985)
- 54 VERNIORY A., DUBOY R., DECOOT P., J.P. GRASSEZ and LAUBERT P.P. LAUBERT, J. Gen Physical 62, 489 (1973)
- 55 DUBOIS R., STOUPRL, J. Biophysic, 16. 1427 (1976).
- 56 WACEUR M.W., Transport de l'eau à travers une membrane Minérale et microfiltration de suspension modèle, thèse de Doctorat (1989).
- 57 CIVIT R.M., PARIN M.A., LUPIN H.M., Recovery of protein and from Fishing bloodwater waste, effect of pH and température, Water Research Vol, pp 809-814 (1982).
- 58 DURAND P., LAGOUIN Y., Valorisation des sous produits de la pêche, Science et Pêche, Bull, Inst Pêche Mart. N 330, pp 5-9 (1983).
- 59 HAN-CHING L., Valorisation du poisson et perspectives de développement de nouveaux produits : la texturation de la chair de poisson, Science et Pêche, Bull. Inst Pêche N 347 pp Sep (1984).
- 60 Documents REAPROCH 1990-1991

- 61 FOUHIE J.H. , RECOVERY of Blood and fish solids from blood water by a system of heat coagulation F. Ind S.A 26 019 (1959).
- 62 TORRES - Preservacion y utilizacion de agua de dagra an la la fabrication de harina y aceite de pescado.
Instituto de Fomento Pesquero Publication N° 14 , Santiago (CHILI 1965)
- 63 PARIN H.A,CIVIT E.H. , LUPIN H.M.,Characterization of blood water effluent of Fish meal Factories Latin Am. J. 'App , Chem , Chem 9, 155-164 (1979).
- 64 SIEKAR K.K.,PRASAD R.,protein ultrafiltration some neglected considerations in membrane separations in biotechnology " , Mc GREGOR W.C. Ed , pp 37-59 (1986).
- 65 ZIDOUNE H.V.,Etude de l'ultrafiltration des lactoserums sur Membranes minérales , Thèse de Doctoretat 3^{ème} cycle , Montpellier (1983).
- 66 Le H.S., HOWELL J.A. , Model For the effects of adsorbants and cleaners on ultrafiltration membrane structure , Chem. Eng. Res. Des. , Vol 61 , pp 191 -197 Mai 1983.
- 67 LOZIER J.C. , SIERRA R.A. , Using ozone and ultrasound to reduce membrane fouling , Journal A.I.W.W.A. , Res.And Tech , pp 60-65 august 1985 .
- 68 DOSSIER TECHNIQUE DU BUREAU D'ETUDES DE LA FIRME GAMMA FILTRATION 1991.
- 69 YEDDOU A.E. , HALET ,Conception et réalisation d'une cellule d'ultrafiltration , Application aux effluents d'abattoirs et de poissonnerie . P.F.E. école Nationale Polytechnique d'Alger. 1991
- 70 AIT MOHAMED K. , étude des performances de l'ultrafiltration lors de la concentration des eaux de lavage de poissonnerie . P.F.E. école Nationale Polytechnique d'Alger. 1991
- 71 CAPANELLI G. , Ultrafiltration membranes Characterisation Methods
Journal of membrane Science 15 , 289 , (1983) .

NOMENCLATURE : LISTE DE SYMBOLES

C	Concentration de la solution (g/l).
C_0	Concentration initiale de la solution (g/l)
C_p	Concentration de perméat (g/l)
C_m	Concentration à l'interface de la solution (g/l).
C_s	Concentration à la surface de la solution (g/l)
D	Coefficient de diffusion (m^2/s).
E	Champ électrique (Volt/m).
evf	épaisseur de la veine fluide (m)
F	Fréquence de pulsation (Hertz)
FCV	Facteur de perméat ($l/h/m^2$)
J_v	Flux de perméat ($l/h m^2$).
k	Coefficient de transfert de masse (m/s).
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 du canal de recirculation (m).
L_p	Perméabilité hydraulique de la membrane ($l/h m^2 bar$).
N	Nombre de pores par unité de surface.
ΔP	Pression transmembranaire (bar)
ΔP_f	Pertes de charge (bar)
$\Delta \Pi$	Pression osmotique (bar)
Q_v	Débit de recirculation (m^3/s)
Q_p ou Q_w	Débit d'ultrafiltration (m^3/s)
R_{obs} ou T_{obs}	Taux de rejet observé (%)
R_{reel}	Taux de rejet réel (%)
R_a	Résistance dynamique de la couche adsorbée (m^{-2}).
R_{a_0}	Résistance adsorbée à l'équilibre (m^{-2})
R_d	Résistance due au dépôt des particules (m^{-2}).
Δr	Épaisseur de la couche adsorbée (m).
r_p	Rayon du pore moyen.
Sh	Nombre de Sherwood.
Sc	Nombre de Schmidt.
T	Température ($^{\circ}C$).
μ	Viscosité dynamique (Pa.s).
u	Coefficient de mobilité électrophorétique.
U	Vitesse de recirculation (m/s).
V	Volume pulsé (m^3).
S	Épaisseur de la couche de polarisation (m)
ρ	Masse volumique (Kg/m^3)
	Coefficient de KEDDEM.
Δx	Épaisseur de la membrane (m).
dgm	Distance grille membrane (m).
Re	Nombre de Reynolds