

وزارة الجامعات  
Ministère aux Universités

2E\*

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

# ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

## PROJET DE FIN D'ETUDES

### SUJET

*Conception et réalisation d'une  
-cellule d'ultrafiltration - Application  
-aux effluents d'abattoir et de poissonnerie*

Proposé par :

K. MAMERI

Etudié par :

F. HALET

A.R. YEDDOU

Dirigé par :

AB. CHERGUI

PROMOTION 1991

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

وَمَا أَوْتَيْنَاهُمُ مِنَ الْعِلْمِ إِلَّا قَلِيلًا

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER

MEMOIRE D'INGENIEUR D'ETAT

Spécialité

GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

Présentés par:

Farid HALET

et

Ahmed Reda YEDDOU

T H E M E

CONCEPTION ET REALISATION D'UNE CELLULE D'ULTRAFILTRATION  
APPLICATION AUX EFFLUENTS D'ABBATOIR ET DE  
POISSONNERIE

Soutenu le 09 juillet 1991

Devant le jury composé de:

Pr R. KERBACHI	(E.N.P)	Président
Pr H. MENDJEL	(U.S.T.H.B)	
Dr N. MAMERI	(E.N.P)	
M <sup>elle</sup> BEN SMAILI	(U.S.T.H.B)	
Mr CHIKHI	(U.S.T.H.B)	
Mr Ab. CHERGUI	(E.N.P)	Promoteur

# DEDICACE

Fazid : je dedie ce modeste travail

- \* à mes parents
- \* à mes frères et soeurs
- \* à mes amis

Reda : je dedie ce modeste travail

- \* à mes parents , à Tatis
- \* à mon défunt grand-père
- \* à toute ma famille
- \* a mes amis

## REMERCIEMENTS

Monsieur CHERGUI, nous tenons à vous exprimer toute notre reconnaissance pour avoir dirigé notre travail.

Vous nous avez apporté vos connaissances, élément précieux à la réalisation de ce projet.

Grâce à votre disponibilité quasi permanente, vous nous avez souvent fait avancer l'effort de réflexion. Trouvez ici, l'expression de notre vive gratitude.

Nous tenons à remercier de même Monsieur MAMERI de nous avoir accueilli dans son laboratoire et de nous avoir apporté un support moral durant la réalisation de ce projet.

Nous remercions les membres de jury:

- |                  |           |
|------------------|-----------|
| - Mr KERBACHI    | PRESIDENT |
| - Mr MAMERI      |           |
| - Mr MENDJEL     |           |
| - Mme BEN SMAILI |           |
| - Mr CHERGUI     | PROMOTEUR |

d'avoir accepté de juger ce travail.

Nous remercions tous les enseignants et post graduants qui ont participé à notre formation.

Nous remercions de même les départements qui ont participé à l'élaboration de ce travail entre autre le département de Génie Mécanique de nous avoir aidé à réaliser la cellule d'Ultrafiltration.

nous remercions en ce sens messieurs:

Abdeslem El-HAIDARI et

et le centre de calcul de nous avoir permis de réaliser le texte de ce travail.

Enfin nous remercions toute les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

P L A N

ABREVIATION ET SYMBOLES.....

INTRODUCTION .....

CHAPITRE I : LES REJETS DE POISSONNERIES ET D'ABATTOIRS.....

CHAPITRE II : LE SANG ET LES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE  
COMPOSITION ET PROPRIETES.....

CHAPITRE III : PROCEDES A MEMBRANES.....

CHAPITRE IV : MATERIELS ET METHODES.....

CHAPITRE V : UF DU PLASMA ET DES EAUX DE LAVAGE DE  
POISSONNERIES.....

CHAPITRE VI : REGENERATION DE LA MEMBRANE.....

CONCLUSION GENERALE.....

ABREVIATIONS ET SYMBOLES

- UF : ultrafiltration.  
OI : osmose inverse.  
MI : microfiltration.  
D : dalton  
DIA : dialyse.  
Tr : taux de rejet.  
Co : concentration initiale (g/l)  
Cp : concentration du permeat. (g/l)  
Cm : concentration à la membrane. (g/l)  
Cg : concentration de gel. (g/l)  
Jv : flux de permeat. (l/h/m<sup>2</sup>)  
N : nombre de pore.  
Rp : rayon des pores .  
 $\eta$  : viscosite dynamique. (Pa · s)  
Rac : resistance adsorbée a l'équilibre qui depend de la concentration à la membrane C.  
p, q, x : coefficients qui dependent de pH de la solution.  
U : vitesse de recirculation (m/s)  
D<sub>o</sub> : coefficient de diffusion  
Qv : debit de recirculation (l/h)  
K : coefficient de transfert de matière  
SC : Seuil de Coupure [D]

## INTRODUCTION GENERALE:

L'ultrafiltration est un procédé de séparation qui permet la concentration d'un ou de plusieurs solutés macromoléculaires par filtration du solvant à travers la membrane sous l'influence d'un gradient de pression. Le terme solvant indique ici une solution aqueuse pouvant contenir des petits ions minéraux ou des molécules de faible taille non arrêtées par la membrane.

Toute fois, bien que le principe de la concentration soit simple la mise en oeuvre de l'ultrafiltration ne va pas sans poser de problèmes. Les solutions à traiter, surtout dans le domaine de l'agro-alimentaire, sont extrêmement complexes puisqu'elles peuvent contenir de nombreux solutés mais aussi des particules en suspension. C'est le cas des eaux de lavage de poissons et du sang d'abattoir qui fait l'objet du présent travail. De plus, les membranes ne se comportent jamais comme un simple filtre inerte vis à vis du solvant et du soluté.

Les théories élaborées rendent compte des résultats expérimentaux négligeant certains effets mal connus tel que :

- l'adsorption du soluté sur la membrane,
- la modification des propriétés physico-chimiques des solutés
- l'importance des particules en suspension

Tous ces phénomènes sont importants lors d'une opération d'ultrafiltration puisqu'ils sont responsables du colmatage c'est à dire de la modification de la membrane et de l'interface membrane-solution au cours du temps.

Le colmatage est encore mal appréhendé. Il se traduit par une baisse continue du flux de perméat, par des modifications des propriétés de la membrane et par des conséquences au niveau du nettoyage.

Le but de notre travail est la conception et la réalisation d'une cellule d'UF tubulaire. Des applications ont été faites sur deux effluents d'abattoir et de poissonnerie afin de récupérer les protéines dans des conditions optimales de

pression et de vitesse. Ces conditions optimales sont déterminées en tenant compte de l'aspect économique du procédé.

C H A P I T R E 1

## **P L A N**

### **I.1/ INTRODUCTION.**

### **I.2/ SITUATION ACTUELLE EN ALGERIE.**

#### **I.2.1/ Les abattoirs.**

#### **I.2.2/ Facteurs influençant la quantité de sang recceuilli pendant la saignée.**

- a) *L'espèce.*
- b) *L'âge de l'animal.*
- c) *Poids de l'animal.*
- d) *Durée de la saignée.*
- e) *Les différents procédés de récolte.*

#### **I.2.3/ L'industrie halieutique.**

## CHAPITRE I

### LES REJETS DE POISSONNERIES ET D'ABATTOIRS

#### I/ INTRODUCTION:

Les sous produits et les déchets créés par les activités de transformation des matières premières de l'industrie agro-alimentaire engendrent une pollution importante dans le milieu récepteur .

Parmi ces sous produits on trouve les effluents de poissonneries et d'abattoirs, ces effluents peuvent contenir des sels minéraux et de la matière organique d'une valeur énergétique, nutritionnelle, fonctionnelle intéressante, susceptible d'être valorisées notamment en alimentation animale ou à des fins purement industrielles.

En effet, le sang, parmi les sous-produits d'abattage, contient 150g de protéines dont la plus importante est la serumalbumine, cette protéine représente 53% du poids total des protéines [1].

La pollution causée par le sang est importante. Ainsi un abattoir qui rejette 8 tonnes de sang par jour engendre une pollution de 16000 eq hab de DBO5, soit 1l de sang équivaut à une pollution de 2 eq hab [1].

En ce qui concerne l'industrie halieutique, une grande quantité d'eau est utilisée pour le lavage des poissons. Ces eaux renferment en général des composés aromatiques, du sang, des lipides, des pigments, des acides aminés, des enzymes ainsi que des protéines sacroplasmiques solubles. Ces protéines, représentent environ 25% de la masse protéique totale du poisson et environ 0,5% dans les eaux de lavage.

La récupération des protéines permet :

- l'abattement de la charge polluante organique rejetée par la chaîne de fabrication;
- une possibilité de valorisation des protéines notamment pour leur propriétés fonctionnelles et leurs qualités organoleptiques;

- une possibilité de recyclage partiel des eaux de lavage épurées.

## **I.1/ SITUATION ACTUELLE EN ALGERIE:**

### **I.1.1/ Les abattoirs:**

La quantité de sang issue des abattoirs ainsi que le nombre de têtes abattues sont représentés dans la fig(I-1). Nous remarquons que parmi les 350 abattoirs implantés dans les différents wilayats, environ 600000ℓ de sang par mois sont rejetés dans le milieu urbain entraînant ainsi une pollution d'environ 1200000 eq hab.

### **I.1.2/ Facteurs influencant la quantité de sang recueillie pendant la saignée**

La masse de sang présente dans l'animal vivant est voisine de 6% de son poids vif. Cependant, elle ne peut en aucun cas être recueillie en totalité lors de la saignée, puisque une certaine quantité de sang persiste dans les différents organes de l'animal.

Différents facteurs peuvent influencer la quantité de sang récupérable, nous citons:

#### **a- L'espèce.**

Le tableau(I-1), montre que la quantité recueillie est étroitement liée à l'espèce considérée.

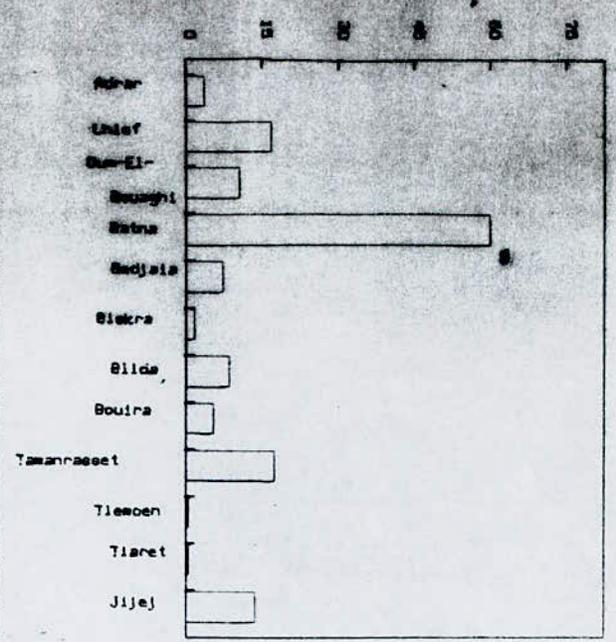
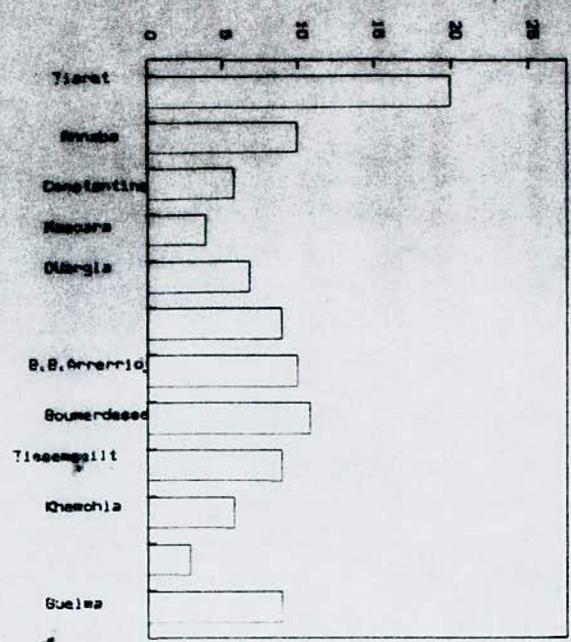
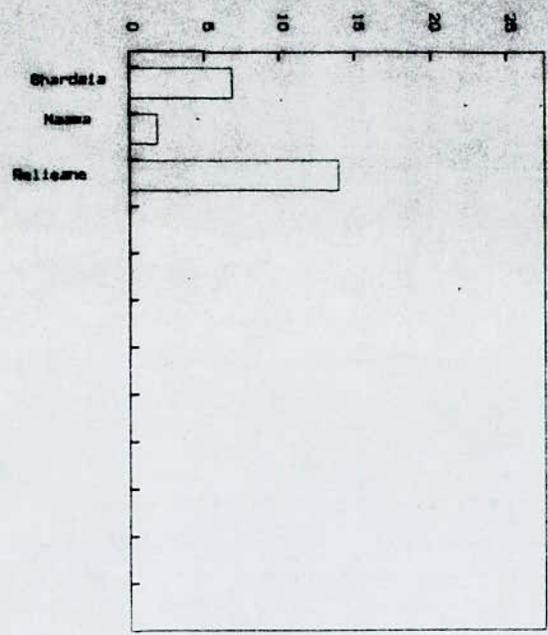
ESPECES	VOLUME DE SANG PAR TETE (ℓ)	VOLUME DE SANG PAR Kg DE CARCASSE
BOVINS	18,0	0,053
VEAUX	04,0	0,040
OVINS	01,5	0,081
EQUINS	25,0	0,104

**Tableau(I-1):** QUANTITE DE SANG RECEUILLIE PAR ANIMAL ET PAR Kg DE CARCASSE [3].

fig(I-1): QUANTITE DE SANG ISSUES DES ABATTOIRS  
PAR WILAYA.

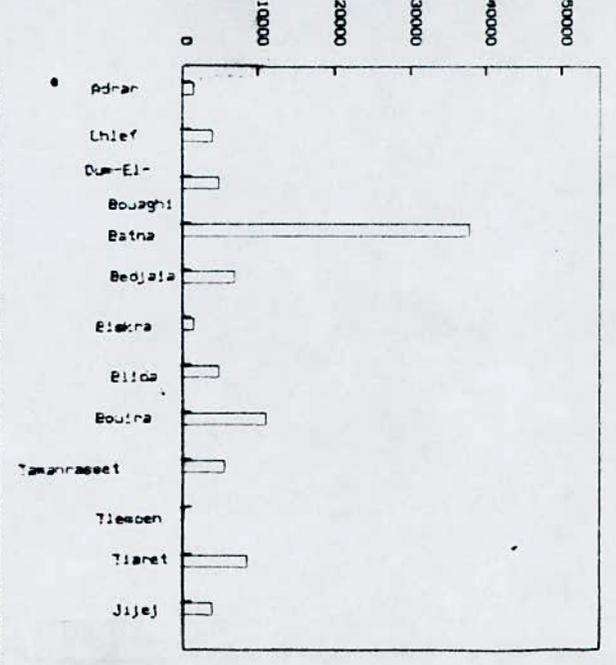
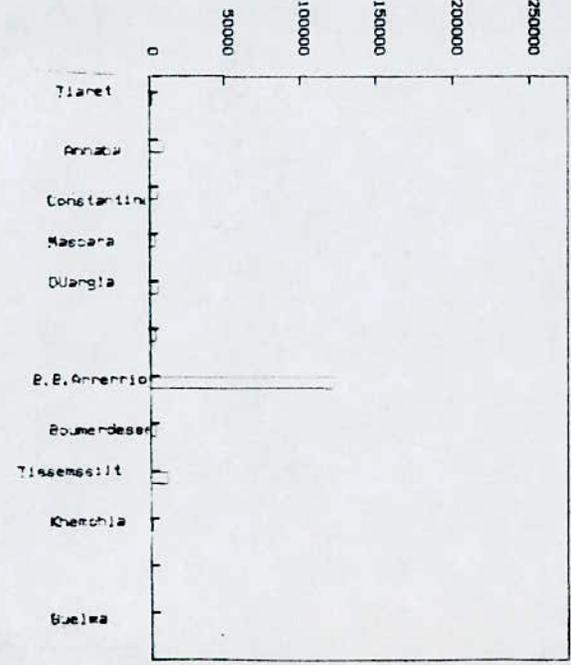
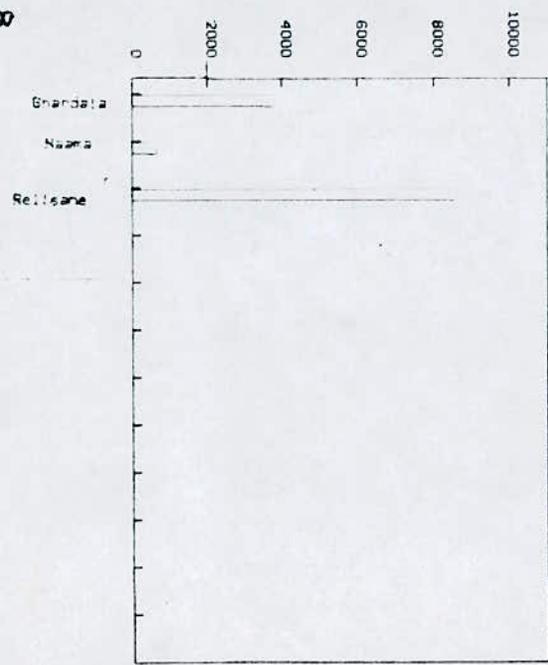
(a): Nombre d'installation

(b): Nombre de fetes abattues par mois.



(a)

8



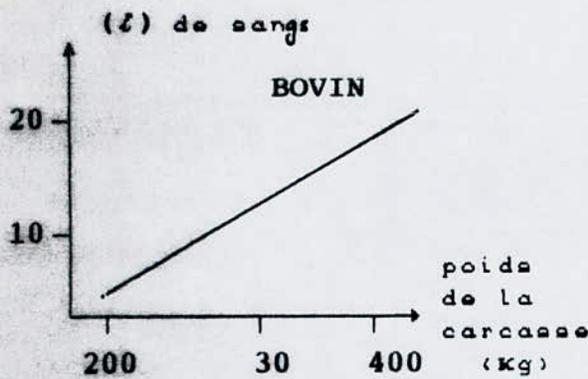
(b)

**b- L'âge de l'animal:**

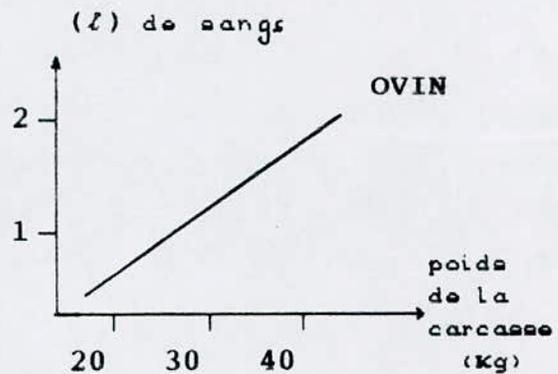
La proportion de sang augmente avec l'âge [4]. Ce phénomène semble être lié à l'augmentation des viscères par rapport à la carcasse.

**c- Le poids de l'animal:**

POMA et coll [1], ont montré que la quantité de sang recueillie augmente linéairement avec le poids de la carcasse (fig (I-2) et fig(I-3)).



**fig(I-2)**



**fig(I-3)**

**QUANTITE SANG RECUEILLIE EN FONCTION DU POIDS DE LA CARCASSE**

**d- Durée de la saignée:**

Durant la saignée, le coeur continue à battre et l'éjection du sang s'effectue grâce à la force systolique. Cette phase est comprise entre 30" et 2' et qui correspond à la plus grande quantité de sang recueillie comme le montre le tableau(I-2).

TEMPS ESPECES	QUANTITE DE SANG (l) / 100 Kg DE CARCASSE		
	30 s	1 mn	2 mn
VACHE	3,95	4,80	5,32
BOEUF	3,71	4,80	5,70
TAURILLON	2,85	3,43	3,91

**Tableau(I-2):** QUANTITE DE SANG EN FONCTION DU TEMPS [1].

*e- Les différents procédés de récolte:*

Le tableau(I-3) nous résume les avantages et les inconvénients des différents procédés de récolte. La quantité de sang recueillie en fonction du procédé est décrite dans le tableau(I-4)

PROCEDE	AIRE DE SAIGNE (l)	AUGE DE SAIGNEE (l)	COLLECTEUR (l)	TROCARD (l)
GROS BOVIN	20	15	12	10 Max
VEAU	6,5	4	3	2
OVIN	2 à 3	-	1,5	1

**Tableau(I-4):** INFLUENCE DU MODE DE COLLECTE SUR LA QUANTITE DE SANG RECUEILLIE [1].

**I.1.3/ L'industrie halieutique:**

la pêche totale Algérienne atteint approximativement 1,6 millions de tonnes par an. Environ 0.28% sont destinées aux usines de transformation et le reste aux consommateurs. Le Thon constitue le principal produit des importations qui se chiffrent à 3113 tonnes par an. La pêche industrielle Algérienne est caractérisée par de petites entreprises traditionnelles implantées le long de la côte. Il y a huit(8) entreprises étatiques de traitement et quelques unes privées encore plus petites, avec un effectif de 50 personnes par unité. Les figures suivantes décrivent la production nationale de l'année 1989 [5].

PROCEDE	AID DE SAIGNEE	AUGE DE SAIGNEE	COLLECTEUR	TROCARD
DESCRIPTION	Surface Cimentée	Réalisée en acier inoxydable ou en ciment corrélé	Cuve en acier inoxydable	Tube muni à son bout d'un couteau à double tranchant.
AVANTAGE	Aucune contrainte de mise en oeuvre. Aucun équipement spécifique	Utilisation facile, stockage possible	Absence de souillure. Mélange d'ant- coagulant direct	. Produit exempt de germe
INCONVENIENT	. Produit souillé . Dilution par l'eau . Gaspillage d'eau	Souillures causées par l'animal	Adapté à un seul format animal.	. Récupération de 50% de sang . Coût élevé . Nettoyage délicat . Caducité
DESTINATION DU PRODUIT	Équarissage dans les meilleurs des cas	Équarissage	. Équarissage Industrie de transformation . éventuellement en alimentation	Coute destruction, en particu- lièrement aliment- ation humaine.

Tableau (I-3) : AVANTAGES ET INCONVENIENTS DES DIFFERENTS  
PROCEDES [5].

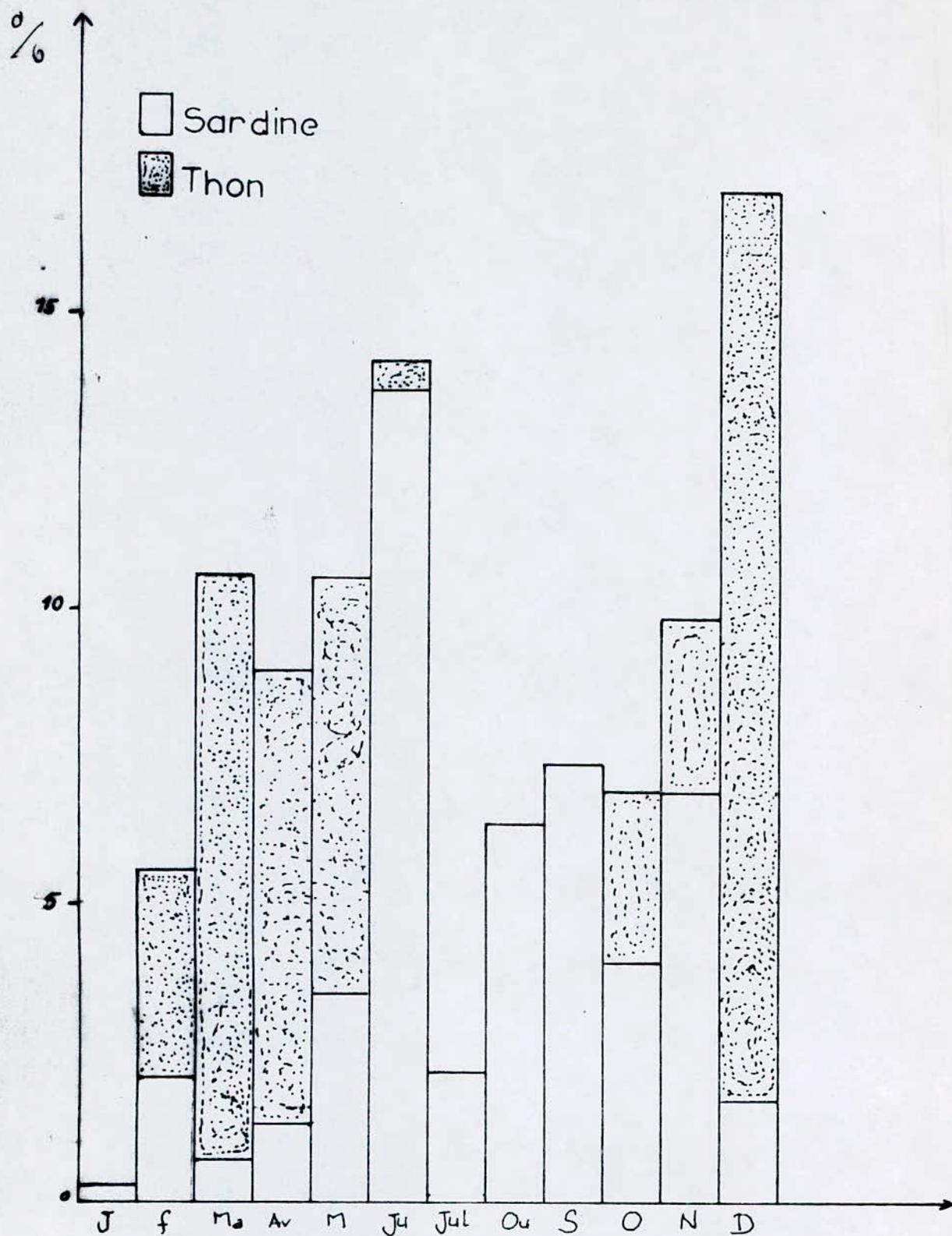


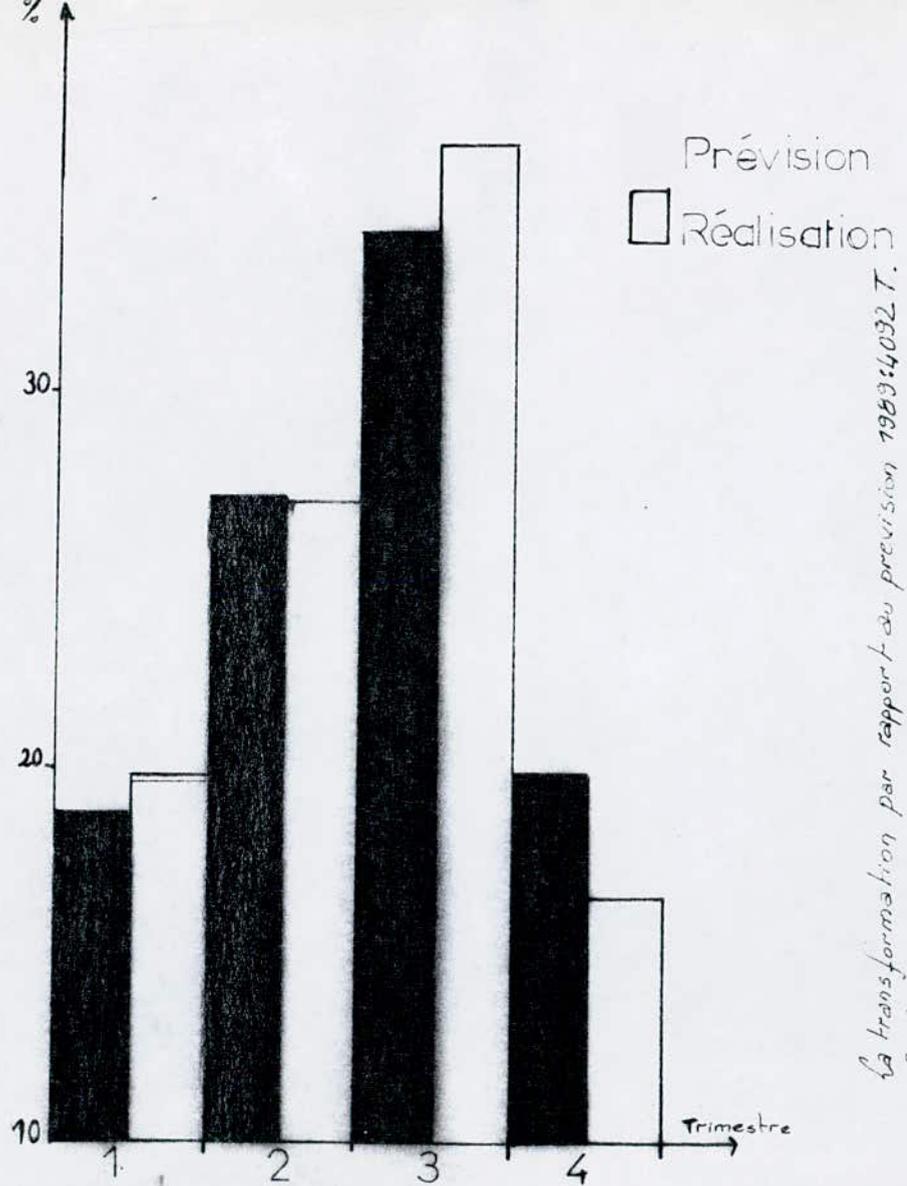
Tableau ETAT DES QUANTITES TRANSFORMES  
du 1/1/89 au 31/12/89

La production par rapport aux prévisions 1989 : 724 551 T.

Le taux de production pour les prévisions 89

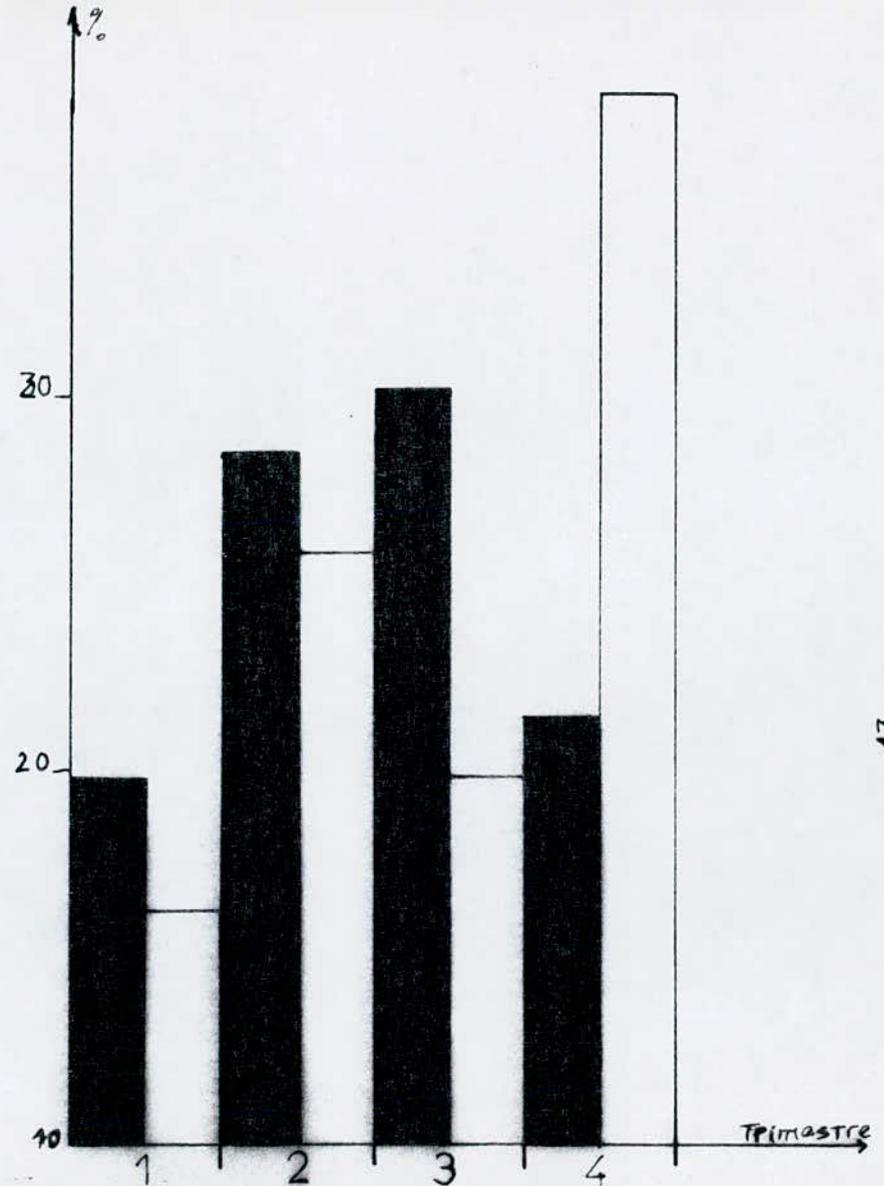
Sardine : 6% . Thon : 12%

La Production par rapport à la prévision 1989 : 304 500 tonnes.  
 Réalisation par rapport à la prévision 1989 : 160 000 t, 3 tonnes.



PRODUCTION EN PECHE  
1989

La transformation par rapport à la prévision 1989 : 4032 T.  
 Réalisation par rapport à la prévision 1989 : 4886, 875



TRANSFORMATION DE LA PECHE  
1989

## BIBLIOGRAPHIE

- [1]: Roger DEHAUMONT; *Problème posé par la valorisation du sang d'abattoir. THESE DE DOCTORAT VETERINAIRE* 1986.
- [2]: CAMILLERI; *Pour une épuration performante, les obstacles à surmonter.* (1984) 29-67.
- [3]: D.LE NEL; *La valorisation du sang frais en alimentation porcine.* (1984) 71-78.
- [4]: *Statistique du ministère de l'intérieur. Direction de l'environnement.*
- [5]: K.DENDENE; *Optimisation d'un procédé d'ultrafiltration pour la récupération des protéines des eaux de lavage de poissons. PROJET DE FIN D'ETUDE ,ENP (1990).*

CHAPITRE 2

## P L A N

### II.1/ COMPOSITION DU SANG.

#### II.1.1/ COMPOSITION DU PLASMA.

#### II.1.2/ COMPOSITION DU CRUOR.

### II.2/ PROPRIETES DES PROTEINES DU SANG.

#### II.2.1/ PROPRIETES NUTRITIONNELLES.

#### II.2.2/ PROPRIETES FONCTIONNELLES.

a) *Pouvoir émulsifiant du plasma.*

b) *Pouvoir liant du plasma.*

### II.3/ COMPOSITION DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIES.

### II.4/ PROPRIETES DES PROTEINES DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE.

#### II.4.1/ PROPRIETES NUTRITIONNELLES.

#### II.4.2/ PROPRIETES FONCTIONNELLES.

### II.5/ TRAITEMENT ET VALORISATION DU SANG.

### II.6/ TRAITEMENT ET VALORISATION DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIE.

## CHAPITRE II

### LE SANG ET LES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIES COMPOSITION ET PROPRIETES

#### II.1/ COMPOSITION DU SANG:

LE sang se compose d'un liquide; le plasma ou baignent les éléments figurés qui sont essentiellement les hématies (globules rouges), les leucocytes (globules blancs) et plaquettes sanguines [1]. Après l'action d'un anticoagulant, la centrifugation permet de recueillir d'une part le plasma (60 à 65% du volume sanguin) et d'autre part le cruor (35 à 40% du volume sanguin).

La fig.(II-1) présente la composition du sang dans une cuve à centrifugation.

#### II.1.1/ COMPOSITION DU PLASMA:

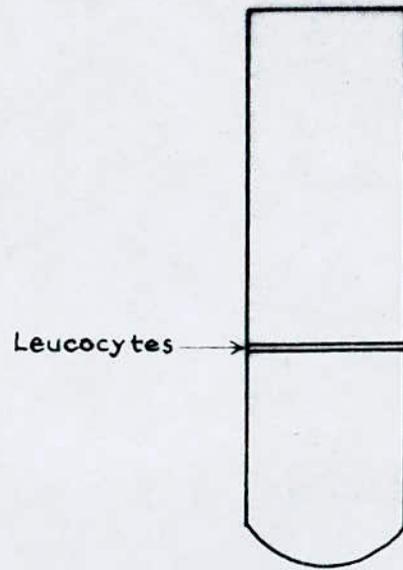
Les protéines existants dans le plasma constituent une masse de 75 à 80 g/l [1].

L'électrophorèse permet de séparer les principales protéines plasmiques qui sont:

- les Albumines;
- les  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$  Globulines;
- les fibrinogènes.

La composition des protéines plasmiques est représentée dans le tableau(II-1).

Le plasma contient également des substances diverses, graisses, acides aminés, sels minéraux, etc...



67 kg de plasma composé de :

- Plasma [
- 90,8 % eau
  - 7,9 % protéines
  - 0,1 % lipides
  - 1,2 % minéraux

soit 5,3 kg de protéines

33 kg de cruent composé de :

- Cruor [
- 66 % d'eau
  - 33 % de protéines
  - 1 % de minéraux

Soit 10,7 kg de protéines

100 kg de sang composé de :

- 83,00 % d'eau
- 16,00 % de protéines
- 0,15 % de lipides
- 1,05 % de minéraux

Soit 16 kg de protéines.

Composition des protéines du plasma :

<u>1 l de plasma</u>	[	albumine	14,00 g
		lipoprotéines	11,00 g
		transferrine	0,30 g
		immunoglobuline	11,00 g
		fibrinogène	3,00 g
		autres globulines	<u>7,00 g</u>
		79,00 g	

fig(II-1) : Composition du sang, du plasma et du cruent [2]

TYPE DE PROTEINE		MASSE MOLAIRE (D)	% MASSIQUE	PHi
ALBUMINE		50000 à 125000	53	~ 5
GLOBULINE	$\alpha$	150000	42	< 5
	$\beta$	" "		-
	$\gamma$	" "		-
FIBRINOGENE		340000	5,1	-

**tableau(II-1): COMPOSITION DES PROTEINES PLASMIQUES [2].**

### II.1.2/ COMPOSITION DU CRUOR:

Le cruor est constitué des hématies, de leucocytes et de plaquettes sanguines. Il contient 30% de matières sèches dont une fraction de protéines ; l'hémoglobine, protéine respiratoire riche en fer ,en représente l'essentiel [1],[2].

## II.2/ PROPRIETES DES PROTEINES DU SANG:

### II.2.1/ PROPRIETES NUTRITIONNELLES:

Le sang contient 9,7% de lysine, 13,4% de leucine et 1,2% de tryptophane [2].

Ces valeurs dépassent de beaucoup les normes de la F.A.O dans l'alimentation humaine. Par contre les acides aminés soufrés sont en très faibles quantités, tel que la méthionine et la cystéine, le premier étant un facteur limitant. De ce fait le sang présente un déséquilibre du point de vue alimentaire vis-à-vis du lait et de l'oeuf. Par contre, la composition du plasma se rapproche de celle de l'oeuf entier [3].

### II.2.2/ PROPRIETES FONCTIONNELLES:

A côté de l'utilisation des propriétés nutritionnelles, existe une voie de valorisation s'attachant aux propriétés fonctionnelles du sang et de ses dérivés et qui se retrouve résumée dans le **tableau(II-2)** [2].

PROPRIETES	PLASMA	CRUOR
POUVOIR COLORANT	-	TRES BON
SOLUBILITE	BONNE	BONNE (PH=6)
POUVOIR EMULSIFIANT	BONNE	TRES BON
SOLUBILITE DE L'EMULSION	BONNE	BONNE (PH=6)
POUVOIR MOUSSANT	BONNE	TRES BON
POUVOIR GELIFIANT	TRES BON	NUL

**Tableau(II-2): PROPRIETES FONCTIONNELLES DU PLASMA  
ET DU CRUOR.**

**a- Pouvoir émulsifiant du plasma**

Les protéines du plasma sont capables d'abaisser la tension superficielle existant à l'interface de 2 liquides non miscibles, soit 0.4g de protéines plasmiques assurent la stabilité d'un mélange huile/eau dans les proportions 74/100 en volume [2].

*PINEL* et *DORVAL* [2] ont montré qu'une solution de concentration de 1% en protéines plasmiques émulsifie 115 fois son volume d'huile contre 80 fois pour le soja.

**b- Pouvoir liant du plasma:**

A partir de 60°C environ, les protéines du plasma se coagulent, ce qui lie les éléments dont elle est mélangée. Le maximum de ce pouvoir est obtenu entre 75°et 78°C selon *FRETHEIM* cité par *PINEL* et *DORVAL*.

Enfin le traitement du plasma sur membrane par ultrafiltration ou osmose inverse, conserve totalement cette propriété contrairement au traitement par chaleur (évaporation ou séchage) [3].

### II.3/ COMPOSITION DES EAUX DE LAVAGE DES POISSONNERIES:

Il existe, actuellement, très peu de renseignements sur la composition des eaux de lavage des poissonneries.

*JAOUEN* [5] utilise la chromatographie liquide sur gel (CLHP). Le chromatogramme de ces eaux lui indique la présence de 6 à 8 familles de protéines. Les poids moléculaires s'échelonnent de 5000 à 200000 D. D'après l'auteur il s'agit des protéines **sarcoplasmiques** connues telle que la callumine, la myoglobine, la globuline, l'hémoglobine.

### II.4/ PROPRIETES DES PROTEINES DES EAUX DE LAVAGES DES POISSONNERIES:

#### II.4.1/ PROPRIETES NUTRITIONNELLES:

Sachant que 25% des protéines de poissons se retrouvent dans les eaux de lavages, on peut conclure qu'une assez importante quantité d'acides aminés de grande valeur nutritionnelles peut être récupérée et introduite dans la chaîne de production ou dans une autre industrie alimentaire.

Pour avoir une idée de cette richesse et vu le manque de renseignements sur la composition de ces eaux, on se contentera d'un tableau comparatif de la composition en acides aminés du poisson et ceux de la viande d'abattoir **tableau(II-3)**.

#### II.4.2/ PROPRIETES FONCTIONNELLES:

*LANIER* [5], mentionne que certaines protéines peuvent être utilisées dans les boissons protéiques ou comme agent moussant ou émulsifiant à condition que les substances aromatiques puissent être extraites.

*HANCHING* [5], précise que l'utilisation des protéines, après concentration et stabilisation, comme bases aromatiques peut aussi constituer une voie de recherche intéressante.

### II.5/ TRAITEMENT ET VALORISATION DU SANG:

Plusieurs procédés ont été mis en oeuvre pour traiter et valoriser le sang d'abattoir.

*DELAUNAY* et coll [2], utilisent la technique de cryoconcentra-

ESPECES ACIDES AMINES	POISSON TOUS TYPE	VIANDE BOEUF	VIANDE MOTON
Isoleucine	5,10	5,10	5,00
Leucine	7,70	8,20	7,70
Lysine	9,40	8,65	8,15
Méthionine	2,90	2,55	2,45
Cystéine	1,00	1,25	1,30
<b>somme soufrés</b>	3,90	3,80	3,75
Tyrosine	3,85	3,45	3,30
Phénylalanine	3,85	3,45	4,00
<b>somme aromatique</b>	7,70	7,65	7,30
Thréonine	4,55	4,40	4,70
Tryptophane	1,10	1,10	1,25
Valine	5,80	5,35	5,05
<b>nature du facteur limitant et % du difficilt</b>	soufre 30%	soufre 34%	soufre 34%

**Tableau(II-3): COMPOSITION EN ACIDES AMINES CHEZ LE  
POISSON, LE BOEUF ET LE MOUTON  
(en pourcentage de proteine)[6].**

tion pour valoriser les protéines plasmiques, cette technique consiste à utiliser la congélation sélective du solvant d'un liquide au contact d'une paroi froide, la séparation physique du solide obtenu est réalisée par centrifugation ou par raclage de la paroi. Bien que le concentrat obtenu présente une bonne qualité bactériologique, le procédé a l'inconvénient d'être coûteux [7] et polluant [3].

GONCALVES et BOURGEOIS [1], proposent de récupérer les protéines du plasma par précipitation avec les polysides anioniques (xanthane, alginate de sodium). La précipitation maximale a lieu à des PH compris entre 3.5 et 4.5 pour un rapport protéines polysides de 6:1, le rendement étant de 95% .

La valorisation des protéines se fait aussi par atomisation. celle-ci consiste à pulvériser le plasma dans une tour parcourue par un courant d'air chaud, ce qui provoque instantanément l'évaporation de l'eau et la production d'une poudre à 10% d'humidité. Cependant il <sup>est</sup> à noter que cette opération est délicate, la température ne doit pas être trop élevée afin d'éviter la **dénaturation** des protéines. Bien qu'intéressant, ce procédé a un coût élevé.

Enfin nous signalons qu'il existe des procédés de traitement du sang d'abattoir autre que la valorisation, celui des boues activées. Bien que ce procédé soit efficace, il ne peut être appliqué que pour les grosses unités vu le grand investissement qu'il nécessite.

L'épandage est aussi pratiqué mais rarement, à cause des risques sanitaires qu'il présente [7].

## II.6/ TRAITEMENT ET VALORISATION DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIES:[5],[8]

Les potentialités de traitement et de valorisation des eaux de lavage de poissonneries ont été l'objet d'études faites par plusieurs chercheurs.

HASEGAWA et coll ont étudié l'électrocoagulation des eaux contenant des protéines de poissons, ce procédé consiste à neutraliser les charges électriques des protéines par l'application d'un champ électrique. L'efficacité de ce procédé peut atteindre 71 à 81% sous certaines conditions de PH, de

température et de concentration protéique.

*SPINELLI* et coll se sont intéressés à la récupération des protéines sarcoplasmiques de poissons par formation de complexes protéine-phosphate en milieu acide, les suspensions formées sont récupérées par centrifugation. Les protéines complexes conservent leurs qualités nutritionnelles. L'efficacité de ce procédé atteint 80% pour des solutions dont la concentration est inférieure à 10 g/l.

*NISHIOKA* et coll étudient la récupération des protéines solubles de poisson par précipitation en variant le PH de la solution. Le taux de récupération est de 90% pour les poissons à chair rouge et de 70% pour les poissons à chair blanche.

Enfin *LEE* mentionne qu'aux Etats Unis tous les effluents des procédés industriels de surimi sont considérés comme des eaux usées et sont en general traités par système d'épuration à boues activées.

*SATOCHI* et coll précisent que ce procédé peut être complété par une flottation avec un système de soutirage des boues par écrémage.

## BIBLIOGRAPHIE:

- [1]: C.M.BOURGEOIS, P.LE ROUX; *Proteines animales*; ed:TEC et DOC (1982).
- [2]: R.DEHAUMONT; *problème posé par la valorisation du sang d'abattoirs*.THESE DE DOCTEUR VETERINAIRE (1983).
- [3]: J.P.TESSIER; *Ultrafiltration et osmose inverse appliquée à la valorisation du plasma bovin*.
- [4]: G.B.RANKE, F.TASSELLI; *Studio dell influenza di parametri chimici e fisici sull ultrafiltrazione del plasma bovine*.  
*Indus.Alim.* 19,9,671-675(1980).
- [5]: P.JAOUEN; *Etude des techniques de séparation par membrane dans le domaine des pêches et des cultures marins*.  
*Récupération des protéines solubles de poisson per UF*.  
*Concentration des microalgues marins par microfiltration*.  
THESE DE DOCTORAT NANTES . (1989).
- [6]: J.ADRIAN, G.LEGRAND, R.FRANGNE; *Dictionnaire de biochimie alimentaire et de nutrition*.Ed. Technique et documentation 1981
- [7]: B.HOURIER; *Récolte de traitement du sang des abattoirs, description des procédés*. CEMAGREF (1985)
- [8]: K.DENDENE; *Optimisation d'un procédé d'ultrafiltration pour la récupération des protéines des eaux de lavage de poissons*.  
PROJET DE FIN D'ETUDE, ENP (1990).

CHAPITRE 3

## P L A N

### III.1/ INTRODUCTION.

### III.2/ MEMBRANES ET MODULES.

#### III.2.A/ MEMBRANES.

##### A.1/ HISTORIQUE.

##### A.2/ DIFFERENTES CLASSES DE MEMBRANE:

a) *Membrane symétrique.*

b) *Membrane anisotrope.*

#### III.2.B/ MODULES ET SYSTEMES.

##### B.1/ MODULES.

##### B.2/ SYSTEMES.

### III.3/ MECANISMES DE TRANSFERT.

#### III.3.1/ DEFINITION DE L'ULTRAFILTRATION.

a) *Modèle tamis.*

b) *Modèle du film.*

c) *Modèle osmotique.*

### III.4/ PHENOMENE D'ADSORPTION.

### III.5/ LE COLMATAGE.

### III.6/ LES DIFFERENTS MOYENS UTILISES POUR AMELIORER LE FLUX DE PERMEAT.

III.6.1/ *Les promoteurs de turbulences.*

III.6.2/ *Le champ électrique.*

III.6.3/ *Le débit pulsé.*

### III.7/ ETUDE ANTERIEURE DE L'UF DU SANG ET DE L'EFFLUENT DE POISSONNERIE.

III.7.1/ *EAU DE LAVAGE DE POISSONNERIE.*

III.7.2/ *SANG D'ABATTOIR.*

### III.8/ INFLUENCE DES PARAMETRES PHYSICO-CHIMIQUES.

III.8.1/ *Température.*

III.8.2/ *Force ionique.*

III.8.3/ *Influence du PH.*

III.8.4/ *Influence de la concentration.*

III.8.5/ *Problème des fibres.*

III.8.6/ *Problèmes des graisses.*

## CHAPITRE III

### PROCEDES A MEMBRANES

#### III.1/INTRODUCTION:

Les techniques séparatives conventionnelles telles que la distillation, la cristallisation, la filtration et l'extraction par solvant, se sont récemment enrichies d'un groupe de procédés qui utilisent des membranes.

Celles-ci sont capables d'en séparer les constituants en fonction des propriétés de transport qualifiées pour cette raison de **permselectives**.

Leur application principales sont: séparation, purification, concentration de substances diverses.

Les techniques afférentes peuvent être très dissemblables au plan des applications des structures membranaires et des forces motrices utilisées pour le transport.

Ainsi on définit les procédés suivants:

\* **l'électrodialyse**: les ions d'une solution sont transportés à travers une membrane ionique sous l'effet d'une tension électrique;

\* **dialyse**: les solutés diffusent à travers une membrane neutre sous l'effet d'une différence de concentration;

\* **l'ultrafiltration, l'osmose inverse et la microfiltration**:

le solvant est séparé du soluté sous l'effet d'une différence de pression imposée de part et d'autre d'une membrane microporeuse ou dense, dans le cas de l'O.I.

La séparation résulte donc, de différence entre les vitesses de transport.

Celles-ci sont déterminées par:

\* les forces motrices agissant sur les constituants;

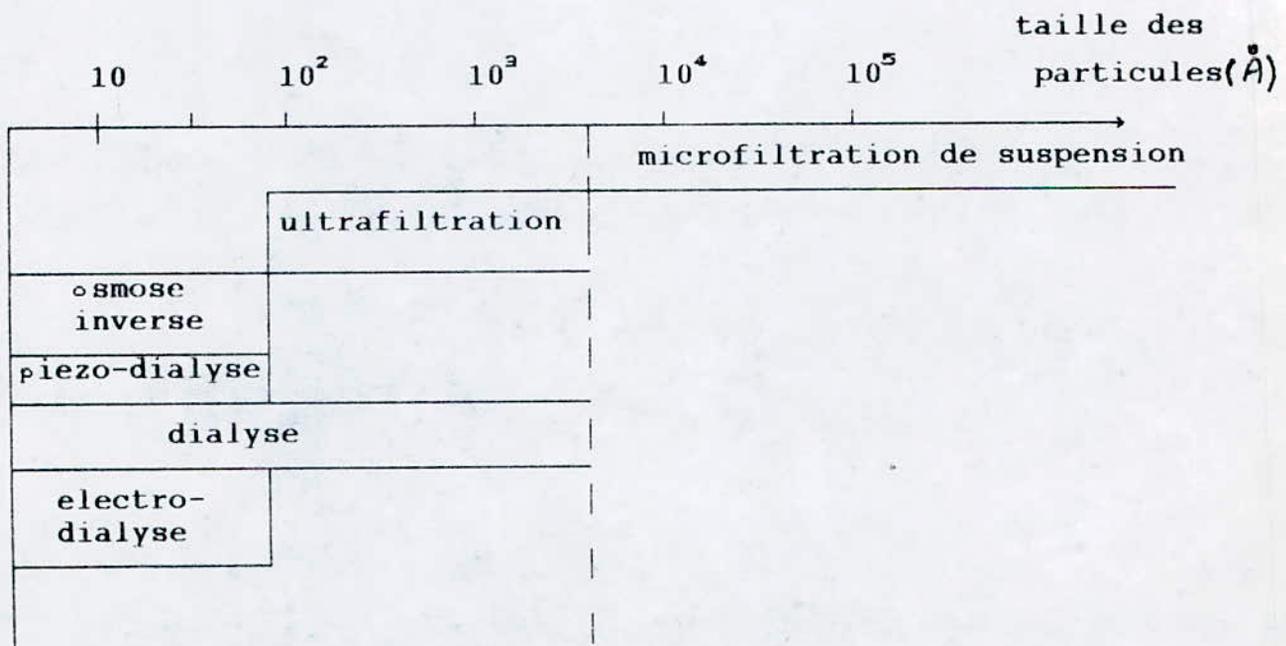
\* leurs mobilités et leur concentration à l'interface membranaire.

La mobilité est fonction des dimensions moléculaires du

constituant (fig(III-1)), tandis que sa concentration à l'interface membranaire dépend de la compatibilité chimique.

Des caractéristiques communes à ces procédés membranaires les rendent particulièrement intéressants; la séparation à température ambiante, elles permettent de ce fait de traiter des constituants thermosensibles ou thermodegradables sans altérer leurs qualités physico-chimiques, biochimiques ou organoléptiques.

Les avantages sont particulièrement importante pour les industries relevant de la biotechnologie (pharmaceutiques ou alimentaires) ou dans le domaine médicale [1] (fig(III-2)).



fig(III-1): DOMAINE D'APPLICATION DES PROCÉDÉS à MEMBRANES [3].

### III.2/ MEMBRANES ET MODULES:

#### II.A/ membranes:

La membrane constitue l'élément essentiel des techniques de séparation. Ses qualités de stabilité chimique, physique, mécanique et microbiologique, conditionnent l'efficacité et les rendements technologiques et économiques du procédé.

#### A.1: HISTORIQUE:

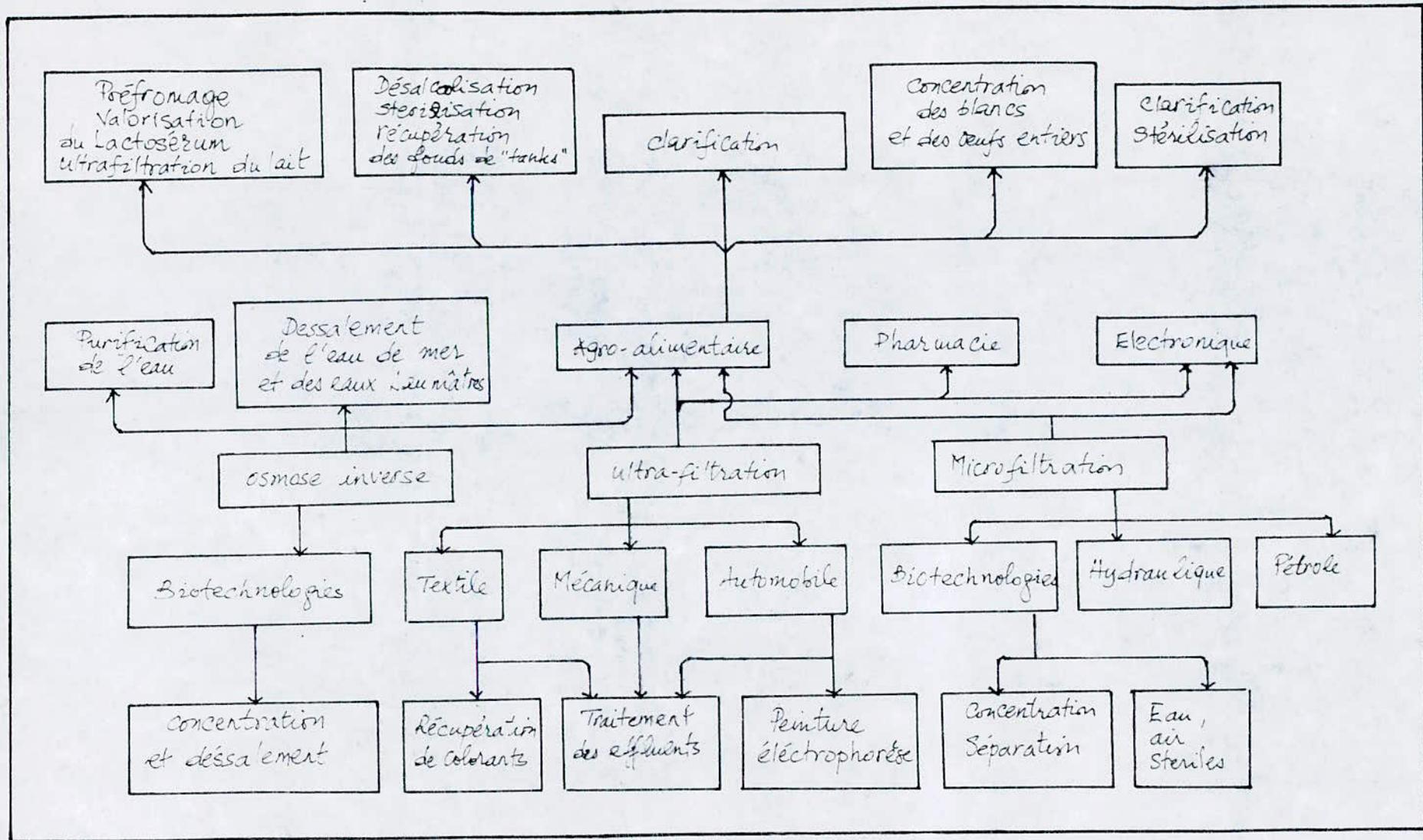


Fig (III-2) - Schéma Synoptique montrant les secteurs industriels et les domaines plus spécifiques concernés par les Procédés à membranes

la première génération de membrane sont celles en acétate de cellulose. Elles sont pratiquement abandonnées à cause de leur résistance limite vis à vis de la température (50°), du pH (3 à 8) et des agents oxydants et microbiologiques [4],[5].

Les membranes de seconde génération sont constituées à partir de polymères de synthèse, ceux-ci présentent une meilleure tenue aux températures (75° à 80°) et au pH (2 à 12), mais une mauvaise résistance aux agents oxydants [4],[5].

La troisième génération introduite sur le marché à la fin des années 70, sont de nature minérale (oxyde de zirconium supportée sur du carbone graphite) qui leur confère une grande stabilité thermique (400°), mécanique (40 bar) et physico-chimique (toute échelle de pH) [5].

#### A.2: DIFFERENTES CLASSES DE MEMBRANE:

Il existe deux classes de membranes.

##### a/ Membranes symétriques:

Les membranes symétriques sont constituées d'une seule couche d'épaisseur inférieure à 10  $\mu\text{m}$  et présente une porosité homogène sur toute la surface [6],[7].

Ces membranes ne peuvent présenter un intérêt industriel vu leur faibles perméabilités.

##### b/ Membranes anisotropes:

Ces membranes sont formées de deux couches superposées, l'une active d'épaisseur 0,1 à 0,5  $\mu\text{m}$ , et l'autre jouant le rôle de support dont l'épaisseur est de 200  $\mu\text{m}$ . Si la membrane et le support sont de même nature on parlera de membrane asymétrique, sinon on parlera de membrane composite [11],[7].

Ces membranes sont actuellement classées en quatre(4) catégories [1], correspondant à leur domaines d'utilisation (voir tableau (III-1)).

MEMBRANES	MATRICES	MECANISMES	PROCEDES
microporeuses	pores 0,1 à 10 $\mu\text{m}$	filtration	ultrafiltration
homogenes ou composites	dense	solution-diffusion	pérmeation de gaz, OI, pervaporation
ioniques	dense ou microporeuse	charge fixe	électrodialyse
anisotrope	couche dense ou ultramicroporeuse	solution-diffusion, filtration ou mixte	OI UF D

**Tableau (III-1): LES DIFFERENTS TYPES DE MEMBRANE PERMSELECTIVE [1].**

### III.B/ MODULES ET SYSTEMES:

#### III.B.1/ MODULES:[1],[5],[6]

Ces membranes sont assemblées en modules selon quatre(4) configurations spatiales qui doivent ainsi répondre à un certain nombre d'exigences techniques, parfois contradictoires, dont dépend l'intérêt du procédé de séparation, résumés de la manière suivante:

- \* conditions adéquates d'écoulement, notamment le long des surfaces membranaires, permettant de réduire les couches limites à leur minimum;

- \* surface spécifique d'échange élevée ( air de membrane/volume du module en  $\text{m}^2/\text{m}^3$  );

- \* investissement minimal ( coût de fabrication,

simplicité de mise en oeuvre, durée de vie des membranes );

\* entretient aisé ( nettoyage ou remplacement des membranes, démontage des membranes ou du module ).

L'importance relative de ces quatres impératives dépendent du procédé et du type de séparation envisagé.

A l'heure actuelle il existe quatres(4) types de modules.

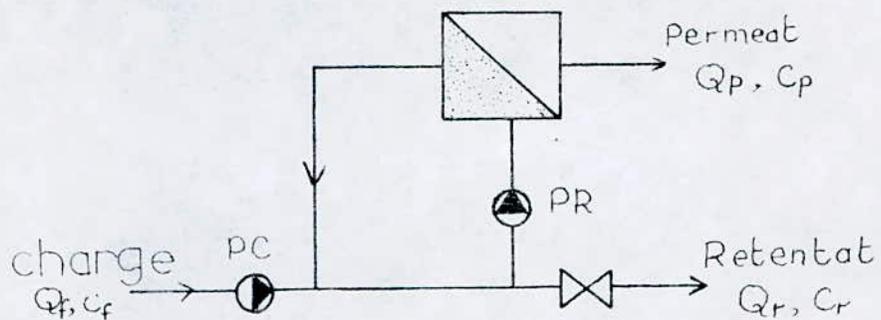
- ①) module plan,
- ②) module spiralé,
- ③) module fibre-creuse,
- ④) module tubulaire.

### III.B.2/ SYSTEMES:

Les modules d'UF sont inserés dans des systèmes pouvant fonctionner en discontinu ou en continu.

#### a) FONCTIONNEMENT EN CONTINU:

Le retentat n'est pas recyclé et est extrait d'une manière continu. La charge introduite dans la boucle de recirculation à un débit égale à la somme des débits du retentat et du pèrmeat (fig(III-3)).

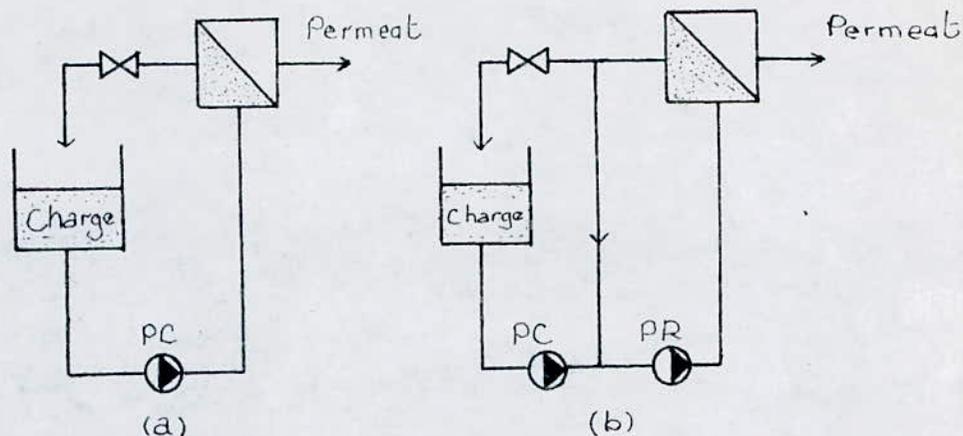


fig(III-3): FONCTIONNEMENT EN CONTINU [1].

Le système convient mieux pour les grandes unités en évitant des stockages important surtout lorsque des agents microbiens ou dénaturant existent dans la charge.

#### b) FONCTIONNEMENT EN DISCONTINU:

Il convient pour les petites unités ayant à traiter des solutions diluées ou concentrées, le rétentat est recirculé totalement ou partiellement (fig(III-4)).



(a): boucle ouverte

(b): avec recirculation de la charge

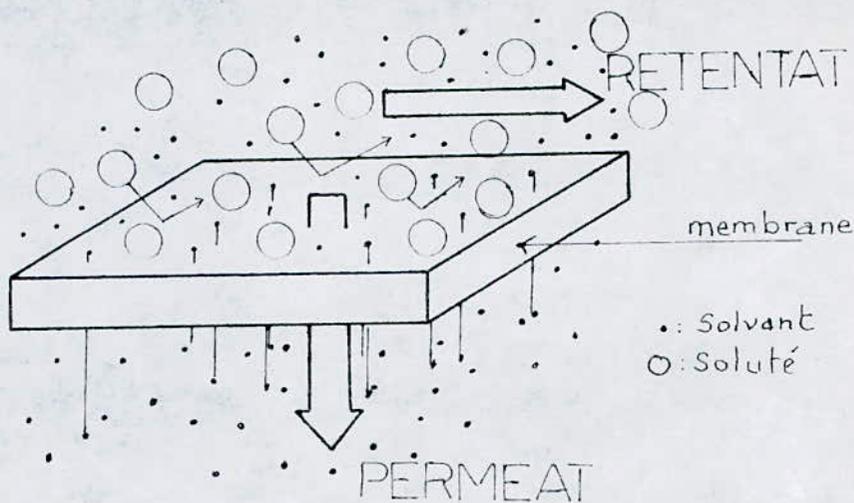
fig(III-4): FONCTIONNEMENT EN DISCONTINU [1].

### III.3/ MECANISMES DE TRANSFERT:

#### III.3.1) DEFINITION DE L'ULTRAFILTRATION:

L'ultrafiltration permet d'extraire le solvant et les solutés ioniques ou moléculaires d'une solution contenant en outre les macromolécules qui eux sont préférentiellement retenus sous l'action d'un gradient de pression variant de 1 à 7 bar [1],[3],[8],[9],[10],[16].

Le principe de l'UF peut être décrit par la fig(III-5):



fig(III-5): PRINCIPE D'ULTRAFILTRATION [10].

En UF , on utilise la notion de seuil de coupure qui est la masse moléculaire du substrat de référence pour laquelle le taux de rejet doit-être supérieur ou égale à une valeur donnée.

Le taux de rejet qui définit la sélectivité d'une membrane est donné par la relation suivante [1]:

$$Tr = \frac{C_0 - C_p}{C_p} \quad (1)$$

Pour décrire le mécanismes de transfert lors de l'opération de l'UF, plusieurs modèles mathématiques ont-été proposé .

**a) Modèle du tamis moléculaire:**

dans ce modèle tous les pores de la membrane sont assimilés à des capillaires cylindriques, les molécules du soluté sont transportés par convection.

$$J_v = \frac{N\pi R_p^4}{8\eta} \frac{\Delta P}{\Delta X} \quad (2)$$

En réalité, l'hétérogénéité des sections, la forme tortueuse et interconnectée des pores ne permettent pas d'évaluer le rayon  $R_p$  d'ou l'équation en (2) peut être simplifiée sous la forme suivante:

$$J_v = \frac{\Delta P}{\eta R_m} \quad (3)$$

avec 
$$R_m = \frac{8 \Delta X}{N \pi R_p} \quad (4)$$

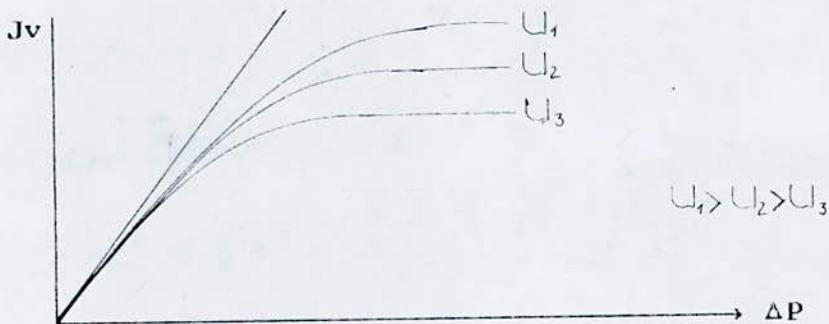
ou  $R_m$  : représente la résistance de la membrane au transfert de la matière [11].

Du point de vue macroscopique, la loi de DARCY s'avère plus commode:

$$J_v = \frac{\Delta P}{\eta R_m} = L_p \Delta P \quad (5)$$

ou  $L_p$  représente la perméabilité hydraulique de la membrane.

De nombreuses études ont montré qu'en présence de soluté et à partir d'une certaine pression, la courbe représentant  $J_v$  en fonction de  $\Delta P$  fléchit vers un palier (fig(III-6)).



fig(III-6): EVOLUTION DU FLUX DU PERMEAT EN FONCTION DE LA PRESSION TRANSMEMBRANAIRE [17], [24]

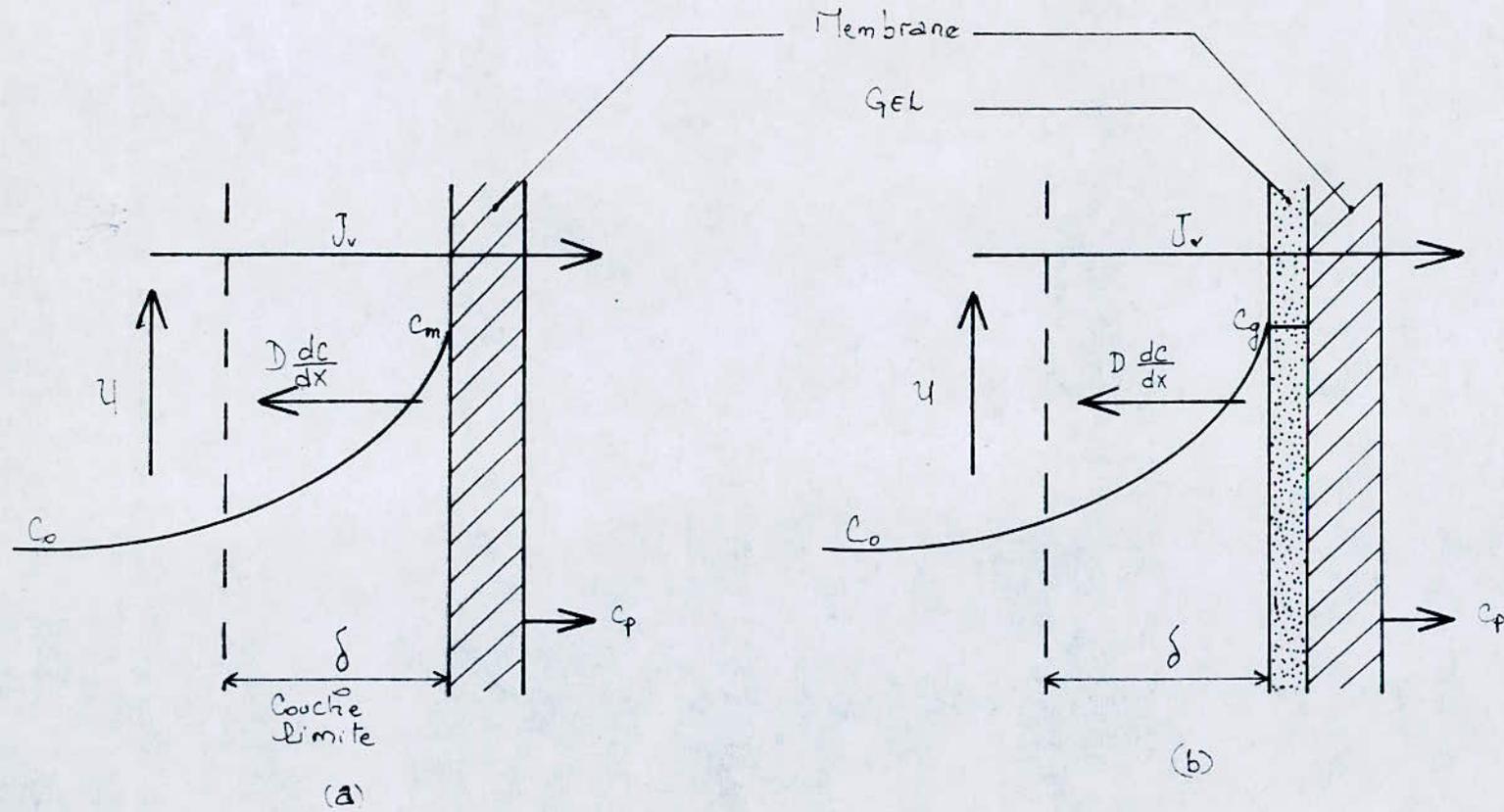
Pour expliquer ce phénomène le modèle du film a été proposé.

#### b) Modèle du film: [7], [13]

Lorsqu'une différence de pression est appliquée de part et d'autre de la membrane, la perméation de solvant induit au sein de la solution un mouvement qui entraîne vers la membrane toutes les espèces présentes. Celles qui sont retenues par le milieu filtrant viennent alors s'accumuler à l'interface de la membrane et leur concentration devient supérieure à la concentration au sein de la solution. Ce phénomène de surconcentration est appelé "polarisation de concentration" (fig(III-7)).

Le modèle du film suppose que le transport est localisé à l'intérieur d'une couche d'épaisseur  $\delta$  au voisinage de la membrane.

Dans cette couche le flux convectif lié à la perméation, est



fig(III-7) : Polarisation de concentration

(a) : sans couche de gel,

(b) : avec couche de gel.

équilibré par un flux de diffusion  $J_d$ , induit par le gradient de concentration  $(C_m - C_o)$  qui suit la première loi de FICK.

On a alors :

$$J_v(C - C_p) = D \frac{\delta C}{\delta Y} \quad (6)$$

L'intégration de cette équation sur l'épaisseur de la couche limite conduit à l'expression:

$$J_v = K \ln(C_m - C_p) / (C_o - C_p) \quad (7)$$

où  $K = D/\delta$  est un coefficient de transfert de matière qui dépend des conditions hydrodynamiques du système et des propriétés physico-chimiques de la solution (masse volumique, viscosité, coefficient de diffusion en phase liquide).

BLATT et col [17] ont noté que l'accroissement de la pression entraîne un accroissement de la concentration  $C_m$  jusqu'à la concentration qui correspond à la gélification des protéines  $C_g$ .

L'équation (7) devient:

$$J_v = K \ln(C_g / C_o) \quad (8)$$

Cependant cette théorie a certaines limites puisqu'il a été remarqué que dans certains cas, l'extrapolation de la droite exprimant  $J_v$  limite en fonction de  $\ln C_o$  donne une valeur de  $C_g$  qui correspondait à un état liquide.

### c) Modèle osmotique:

GOLDSMITH [17] proposa ce modèle. Selon l'auteur, l'existence du gradient de concentration de part et d'autre de la membrane devient suffisamment important quand la pression augmente pour induire une différence de pression osmotique  $\Delta\Pi$  non négligeable devant la pression appliquée  $\Delta P$ . Le flux de transfert peut alors s'écrire:

$$J_v = (\Delta P - \Delta\Pi) / \mu R_h \quad (9)$$

La pression osmotique est fonction de la concentration  $C$  du

soluté. Elle peut être donnée, selon SANCHEZ [27], par la relation suivante:

$$\Pi = aC^n \quad (10)$$

ou n est une constante à déterminer.

#### III.4/ PHENOMENE D'ADSORPTION :

Ce phénomène dépend des propriétés de la solution et des caractéristiques de la membrane (nature chimique, état de surface, taille des pores).

Il consiste en une fixation de la matière en surface ou à l'intérieur des pores de la membrane sous l'action de forces physico-chimiques.

Selon PALMER AIMAR et coll [17], l'adsorption peut être très importante dans le cas de solutions protéiques.

JAOUEN [10], a mis en évidence l'augmentation de la résistance hydraulique en fonction du temps de contact.

FANÉ et coll [27] montrent que le maximum d'adsorption pour les protéines se situe au PH isoélectrique ce phénomène décroît en présence de  $Ca^{2+}$  et  $Na^+$ .

Des études développées par BACKLOUTI et coll [27] montrent que la résistance supplémentaire due à l'adsorption est décrite par la relation suivante:

$$Ra = Rac(1 - \exp(-PC^\alpha t)) \quad (11)$$

#### III.5/ LE COLMATAGE: [8], [27]

Le colmatage d'une membrane, qui est un phénomène généralement irréversible, correspond directement à la baisse de flux observé au cours d'UF. Il résulte de l'obstruction mécanique des pores de la membrane. Cette obstruction peut être superficielle ou en profondeur.

Le colmatage est dû au phénomène d'adsorption à la couche de gel et à la formation de bloc ou de précipité, il augmente avec la concentration et avec la pression.

Le décolmatage de la membrane nécessite un lavage chimique, mécanique, enzymatique ou de combinaison entre les trois (3).

### III.6/ LES DIFFERENTS MOYENS UTILISES POUR AMELIORER LE FLUX:

pour limiter l'importance de la couche de polarisation, et du colmatage réversible, de nombreux moyens ont été mis en oeuvre. Ces moyens favorisent la diffusion des solutés vers la solution.

#### III.6.1: Promoteurs de turbulence:

ce sont des dispositifs qui permettent de diminuer la couche de polarisation et donc d'augmenter le coefficient de transfert de matière  $K$  en créant des turbulences au voisinage de la membrane [18].

SHEN et PROBSTEIN [20], ont traité l'intérêt de l'utilisation de promoteurs de turbulences en cherchant à optimiser le procédé d'un point de vue économique.

#### III.6.2: Le champs électrique:

En appliquant au voisinage de la membrane un champs électrique  $E$ , celui-ci provoque une force  $F$  qui agit sur les particules chargées et accumulées au voisinage de la membrane.

Le sens du champs est choisi de telle manière à éloigner les particules au voisinage de la membrane, ce qui entraîne une diminution de la couche de polarisation.

#### III.6.3: Les débits pulsés:

l'utilisation d'un débit d'alimentation pulsé permet d'augmenter le débit du perméat. Cette augmentation est fonction du paramètre  $F.v/Q_0$  où,  $F$  désigne la fréquence des pulsations,  $v$  le volume pulsé et  $Q_0$  le débit moyen d'alimentation.

### III.7/ ETUDE ANTERIEUR DE L'UF DU SANG ET DE L'EFFLUENT DE POISSONNERIE:

#### III.7.1: EAU DE LAVAGE DE POISSONNERIE:[4],[7],[10]

au début des années 80, il y à eu beaucoup de publication concernant la récupération des protéines des eaux de lavage par UF.

MIYATA, a étudié l'UF des eaux de premier lavage de poissons à chairs rouge (maquereaux,sardine) contenant 2 à 9 gr/l de proteines solubles sur une membrane organique à base d'acétate

de cellulose enrobée sur des tubes de diamètre extérieur égal à 11,1mm, il a remarqué que sous une pression de 4,9bar et une vitesse de circulation allant de 0,6 à 0,9m/s que le flux de perméation diminue de 50% à 75% respectivement, pendant les six premières heures de récupération des protéines. Le taux de récupération est estimé à 90% .

*GREEN* et coll, ont à leur part étudié les possibilités de recyclage des eaux traités par UF. Ils utilisent pour cela une unité comportant des fibres creuses (RAMICON, 50000 D) agencées en série. Toutefois le recyclage du perméat doit être complété par un traitement sur disque biologique rotatif. Le taux de récupération des protéines est d'environ 70% .

*NINOMIYA* et coll, ont évoqué l'intérêt du procédé d'UF dans la récupération des protéines de cinq(5) espèces de poisson (morue, maquereau, sardine, lieu et le chinchar). Ils ont montré que la quasi totalité des protéines de poids moléculaires supérieur à 10000 D sont retenues par une membrane de seuil de coupure 20000 D, l'efficacité de ce traitement étant de 90% .

*WATANABE* et coll ont montré que la récupération des protéines de poids moléculaires supérieur à 10000 D sur les membranes dynamiques placée sur un support en céramique microporeuse est de 100% . Toutefois , ils ont noté un abaissement de 80% du flux de perméat sous les conditions de pression et de vitesse tangentielle respectivement de 1,8 bar et 1,4 m/s, le facteur de concentration est d'environ 14 pour un essai d'une durée de 18 heures.

*JAOUEN* et *F.QUEMENEUR* ont montré que lors de l'UF des eaux de lavage de poissonneries, que l'augmentation de la vitesse a toujours une influence bénéfique sur le débit du perméat, ceci s'explique par l'augmentation de la turbulence au voisinage de la membrane et la diminution de l'épaisseur de la couche de polarisation.

### **III.7.2: SANG D'ABATTOIR:**

Ces dernières années, plusieurs études ont été effectués dans le domaine d'UF du sang et de plasma sanguin.

*GEORGE BRAD* et coll [22], étudient les possibilités de valorisation des effluents d'abattoires et de la mégisserie. Ils constatent que l'UF du sang entier ne présente pas un avantage tech-

nique et économique par rapport au procédé chimique d'oxydation par H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>.

FERNANDO [23], constate lors d'une étude de comparaison du coût de concentration du plasma avec le procédé d'évaporation sous vide que ce dernier est 1,5 fois plus cher que le procédé d'UF.

Dans le même contexte, TESSIER [28], montre que le procédé d'UF est plus économique que celui de la congélation et de l'atomisation. En ce qui concerne la valeur nutritionnelle du concentrat du plasma, TESSIER et coll, montrent qu'elle se rapproche de celle de l'oeuf entier ce qui confirme l'intérêt de valorisation de ce type de produit.

GOLDBERG et CHEVRIER [3] se sont intéressés à l'étude des paramètres optimaux influençant l'opération de l'UF du plasma sanguin et à l'estimation des surfaces nécessaires. Leur étude a été faite sur une membrane organique IRIS 3038 de SC = 20000 D sous les conditions optimales de pression et de température respectivement de valeurs 3 bar et 30°C. Au bout d'une heure de travail le flux de perméat passe de 22 l/hm<sup>2</sup> à 10 l/hm<sup>2</sup>. La DBO<sub>5</sub> du plasma traité diminue de 98% par rapport à celle du non traité et la surface nécessaire pour traiter 10m<sup>3</sup> d'effluents par jour a été estimée à 18m<sup>2</sup>.

Enfin ERICKSSON et coll [26], ont étudié l'influence des pompes utilisées dans les installations d'UF sur la solubilité des protéines. Ils constatent que la solubilité des protéines du plasma sanguin est de 99,9% après une heure de travail avec une pompe piston alors qu'une diminution sensible de la solubilité est observée lors de l'UF du plasma avec une pompe centrifuge, qui elle, dans ce genre d'effluent est fortement déconseillée, d'où l'importance du choix des pompes lors de l'UF des solutions protéiques.

### III.8/ INFLUENCE DES PARAMETRES PHYSICO-CHIMIQUE SUR L'OPERATION D'UF:

#### III.8.1: Température:

L'augmentation de la température diminue la viscosité et augmente la solubilité des protéines ce qui facilite le

transfère de matière à travers la membrane [3],[23],[24],[26].

Il est à noter que les protéines sont thermosensibles et elles coagulent à une température supérieure à 50°C [10]. La température optimale pour l'UF du plasma bovin sur une membrane organique IRIS 3038 est à 35°C [3], par contre pour les eaux de lavage de surimi elle se situe entre 10 et 15°C [10].

#### **III.8.2: Force ionique:**

*LEHNINGER* [27], montre que la solubilité d'une protéine augmente lorsque la solution contient des ions en faibles quantités. Par contre une concentration ionique importante tend à abaisser cette solubilité.

#### **III.8.3: Influence du PH:**

la caractéristique chimique des acides aminés constituant les protéines lui confère des propriétés amphotères.

Selon que la solution soit acide ou basique, la protéine est chargée positivement ou négativement ou neutre (point isoélectrique). Cette particularité influe sur la force d'interaction de la protéine avec le solvant et le matériau constituant la membrane. D'où l'influence du PH sur l'adsorption des protéines sur la surface membranaire.

#### **III.8.4: Influence de la concentration:**

*ERIKSSON* et coll [26], ont montré que le flux du perméat décroît en fonction du temps et de la matière sèche.

*S.BACKLOUTI* [27], constate expérimentalement que le coefficient de diffusion décroît pour des concentrations élevées.

#### **III.8.5: Problème des fibres:**

Ce problème se pose lors de l'UF des eaux de lavage de poissonneries, Les fibres sont issues des tissus conjonctifs et sont de taille inférieure à 0,5mm.

Leur effet néfaste sur le procédé se traduit par:

- \* un colmatage total ou partiel des ultrafiltres;
- \* une durée de vie réduite de la membrane (abrasion des surfaces);
- \* une accumulation des fibres dans les zones mortes de

procédé, posant ainsi le problème de nettoyage et de désinfection;

\* une obstruction des canalisations du procédé d'où une augmentation des pertes de charge.

Un prétraitement est donc indispensable, ce qui pourra être fait par deux techniques de séparations (*voir chap IV*).

#### **III.8.6: Problème des graisses:**

Elles ont la réputation d'être très colmatantes vis à vis des membranes d'UF.

La décantation seule n'est pas suffisante pour les éliminer car elles restent en **émulsion** relativement stable qui pourrait être déstabilisée soit par flottation ou centrifugation (*voir chap IV*).

## BIBLIOGRAPHIE:

- [1]: Jean Pierre BRUN; *Procédé de séparation par membrane*, 1989
- [2]: *Science et technique* n°15 mai 1985
- [3]: M.GOLDBERG, D.CHEVRIER; *Traitement du plasma de bovin par ultrafiltration. Estimation des surfaces nécessaires. Indus. Alim.et agri*, 1979.
- [4]: F.QUEMENEUR, J.P. SCHLUMPF; *Traitement des huiles solubles par ultrafiltration. Entropie* N°93-16<sup>ème</sup> année 1980.
- [5]: J.L. MAUBOIS et G.BRULE; *Utilisation des techniques à membranes pour la séparation des protéines laitieres. Club "MEMBRANES" annexe 1*, 1<sup>er</sup> mars 1984.
- [6]: ALAIN MAUREL; *Osmose inverse et ultrafiltration, technologie et application. Technique de l'ingenieur* J.2792-3.(1984)
- [7]: K.DENDENE; *Optimisation d'un procede d'ultrafiltration pour la recuperation des proteines des eaux de lavage de poissons, projet de fin d'etude ENP* (juin 1990).
- [8]: Mohamed DAHIM; *Interaction solute-membrane en ultrafiltration influence du champ électrique. Diplome d'etude approfondie . NANTES.(1989)*
- [9]: HOCINE MENDJEL; *Synthese et caracterisation de nouvelles membranes synthétiques asymétriques à propriétés hemocompatibles. THESE DE DOCTORAT, Montpellier* (1980).
- [10]: PASCAL JAOUEN; *Etude des techniques de separation par membrane dans le domaine des peches et des cultures marines. recuperation de proteines solubles de poissons par ultrafiltration. concentration de microalgues marins par microfiltration. THESE DE DOCTORAT, Nantes*, 1989.
- [11]: Mohamed Nasreddine ZIDOUNE; *Etude de l'ultrafiltration des lactoserums sur membranes minerales. THESE DE DOCTORAT Montpellier*(1983).
- [12]: H.REIHANIAN, CR.ROBERTSON and AS.MICHAELS; *Mecanism of polarization and fouling of ultrafiltration membrans by proteins. journal membran science*, 16, 273, (1983) .
- [13]: JH.WILIAMS, S.NAKAO and CA.SMOLDERS; *Flux chimitation in UF:osmtic pressuremodel and gel layer model. journal of membrane science*, 20, 115-124, (1985) .

- [14]: S. NAKAO, J.G. WIJMANS and CA. SMOLDERS; *Resistance to the permeate flux instirred ultrafiltration of dissolved macromolecular solutions*. *J. of membrane science* 26, 165-178, (1986).
- [15]: E. KLEIN, F. HOLLAND and K. EBERLE; *Ultrafiltration rate and rejection of solutes by cellulosic hollow fibers* 154, 75-105. (1982)
- [16]: CHERYAN; *ultrafiltration handbook*, Technomic 1986
- [17]: Pierre AIMAR, *mecanismes de transfert en ultrafiltration*, These Doctorat d'Etat, Paul Sabatier, 1987
- [18]: S. POYEN, B. BARIOU; *Optimisation d'un procédé d'ultrafiltration. Communication*. (1984).
- [19]: R. Ben AMAR, A.K. BOUZAZA, M.Y. JAFFRIN, B.B. GUPTA; *Augmentation du flux de permeat en ultrafiltration et microfiltration tangentielle par emploi de debit pulsé. Communication* 89
- [20]: J.J.S. SHEN, R.F. PROBSTEIN; *Turbulence promotion and hydrodynamic optimisation in an ultrafiltration process*, *Ind. Eng. Chem. process Des. Develop* Vol 18 N° 3 pp 547-554, 1979
- [21]: Dory A.M. DELANEY; *The nutritive value of porcine blood plasma concentrates prepared by ultrafiltration and spray prying*, *J. Sc. fd Agri*, 26, 303-310, (1975).
- [22] George BRAD; *Contribution à l'étude de la pollution en mégisserie et en abattoir et valorisation des proteines*. THESE DE DOCTORAT, I.N.P. Laurraine, (1981).
- [23] T. FERNANDO; *Concentration of blood by ultrafiltration, biotechnology and bioengineering, vol XXIII* 19-27, (1981).
- [24]: R.A.M DELANEY; *Proteins concentrates from slaughter animal blood*. *J. fd tech.* 12, 339-354, (1977).
- [25]: P.A ETHERIDGE, D.W HICKSON, C.R YOUNG; *Functional and chemical characteristics of bovine plasma proteins isolated as a methaphosphate complex*. *J. of fd. Sc.* 46, 1782-1789, (1981).
- [26]: Gun ERIKSSON and Irene Von BOCKELMANN; *Ultrafiltration of animal blood serum: Technology and Microbiology. process Biochemistry*, sep. 1975.
- [27] Samia BAKLOUTI; *influence de l'adsorption sur le transfert de solvant en ultrafiltration*. THESE DE DOCTORAT 3<sup>ème</sup> cycle. Paul Sabatier, (1985).

C H A P I T R E 4

## P L A N

### IV.1/ INSTALLATION EXPERIMENTALE.

### IV.2/ CELLULES D'ULTRAFILTRATION.

IV.2.1/ Cellule tubulaire.

IV.2.2/ Cellule statique.

### IV.3/ MEMBRANES.

IV.3.1/ MEMBRANE MINERALE.

IV.3.2/ MEMBRANE ORGANIQUE.

### IV.4/ CONSERVATION DES EFFLUENTS.

IV.4.1/ Le sang.

IV.4.2/ L'effluent de poissonnerie.

### IV.5/ LES PRETRAITEMENTS DES EFFLUENTS.

IV.5.1/ La centrifugation;

a) *Le sang.*

b) *Poissonnerie.*

IV.5.2/ LA FILTRATION.

## CHAPITRE IV

### MATERIELS ET METHODES

#### IV.1/ INSTALLATION EXPERIMENTALE:

Le dispositif experimental schématisé sur la fig(IV-1) comprend les elements suivants:

- une cellule tubulaire d'ultrafiltration;
- un systeme d'alimentation fonctionnant à partir d'une pompe doseuse;
- une boucle de recirculation de la solution comprenant une pompe centrifuge, un échangeur thermique constitué par un serpentin plongé dans un bain thermostaté permettant de maintenir une température constante dans la cellule durant la manipulation et un debimètre pour fixer le debit de recirculation;
- deux manomètres sont placés en aval et en amont de la cellule d'UF permettant de mesurer la pression transmembranaire ainsi que les pertes de charges;
- la pression dans le circuit d'UF est crée à l'aide d'une bouteille d'azote et regularisée par un systeme de vanne.

#### IV.2/ CELLULE D'UF:

##### IV.2.1/ Cellule tubulaire:

La cellule d'UF, que nous avons realisée, est constituée d'un tube en PVC dans laquelle la membrane minérale de diamètre interieur  $d=6\text{mm}$  et de longueur  $L=34\text{cm}$  est placée selon le schema de la fig(IV-2).

##### IV.2.2/ Cellule statique:

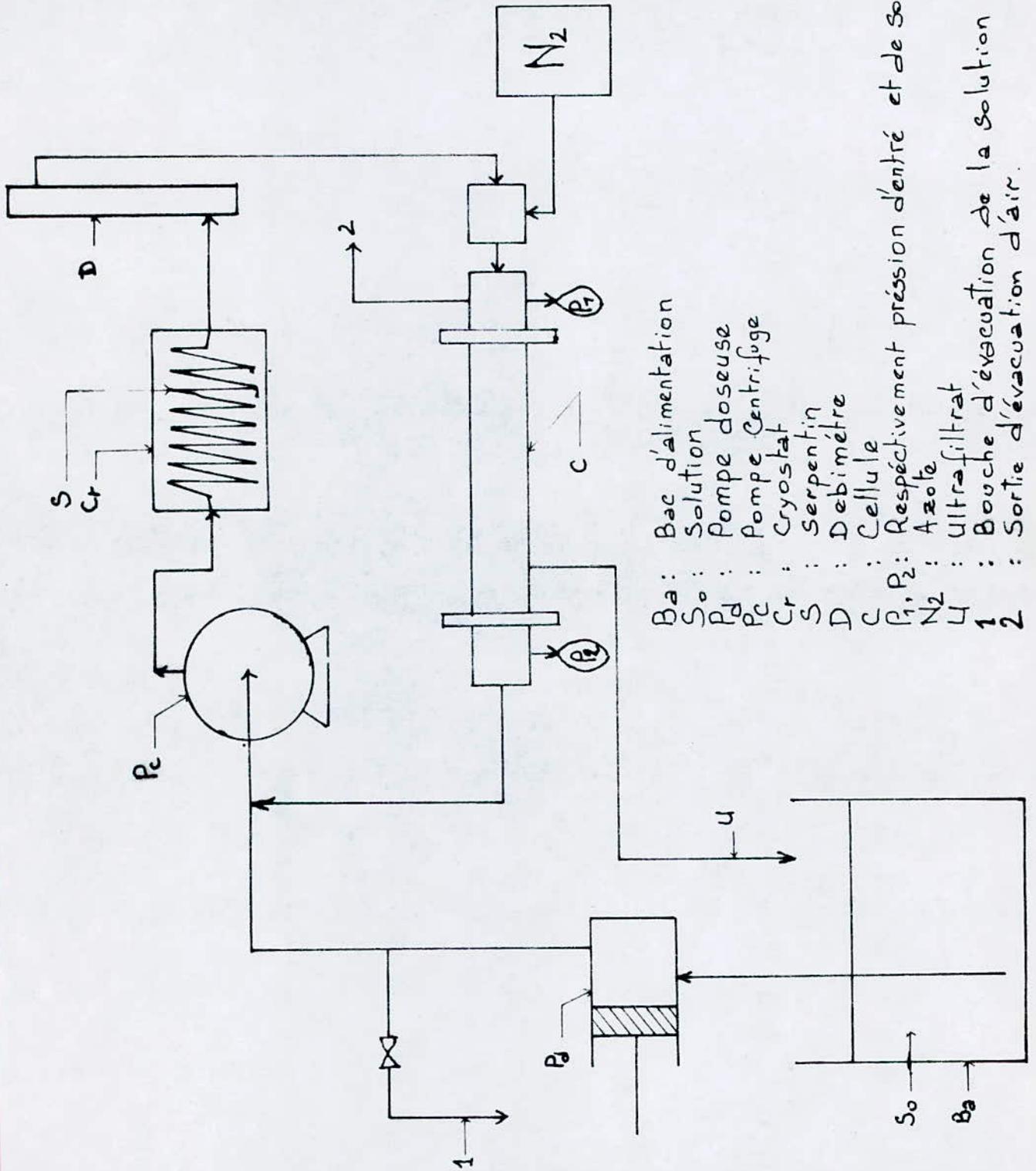
La membrane organique est placée dans une cellule statique. La cellule est representée sur la fig(IV-3).

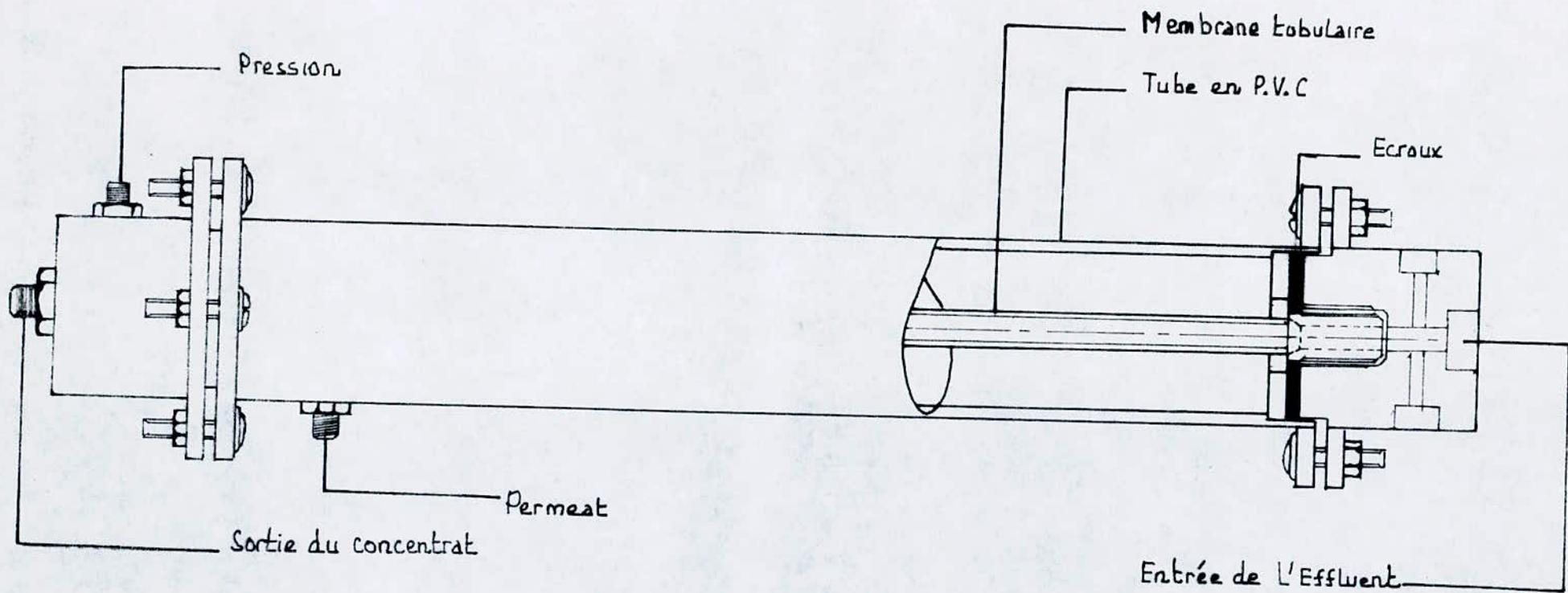
#### IV.3/ MEMBRANES:

##### IV.3.1/ Membrane minerale:

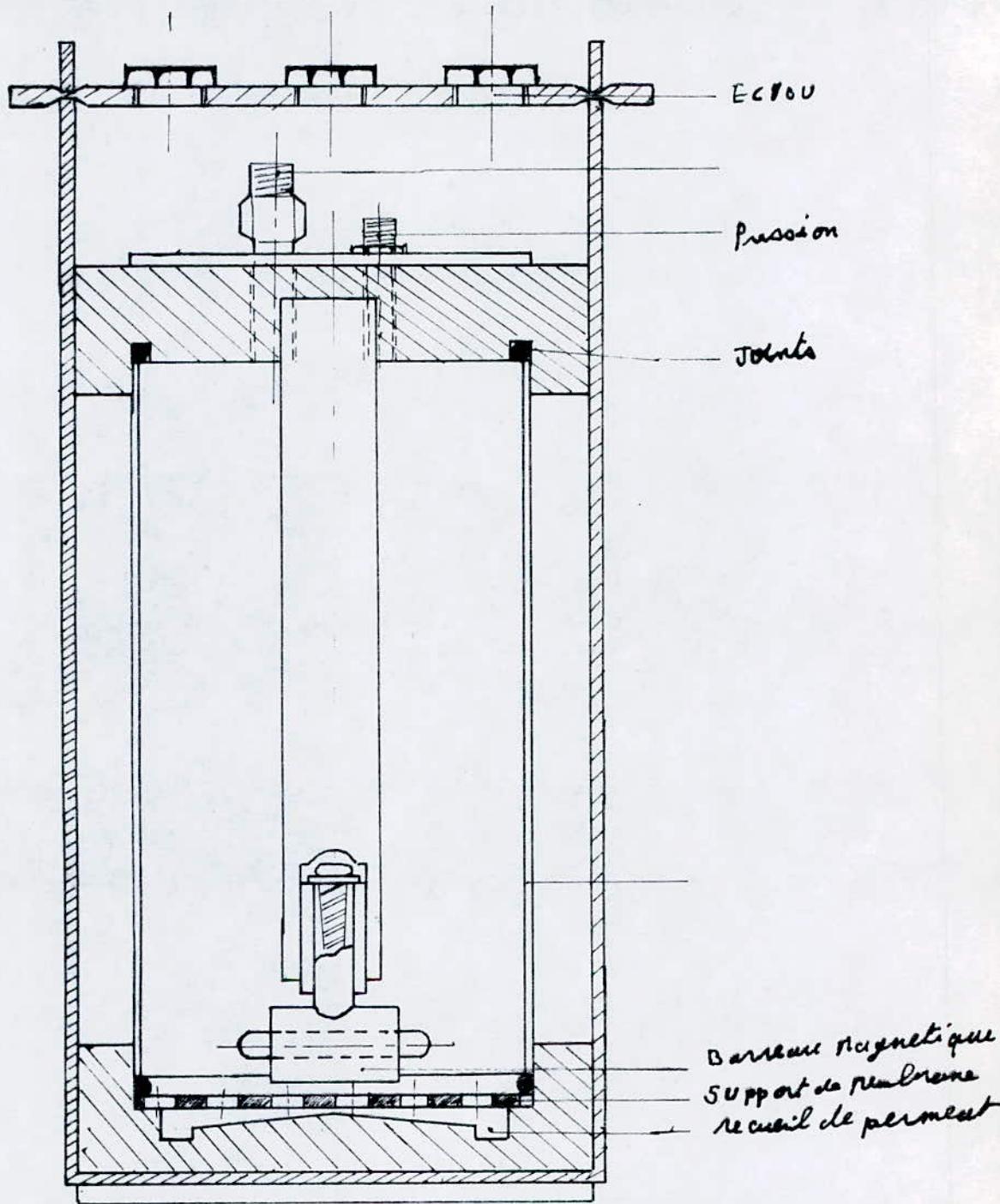
La membrane utilisée est du type M4 commercialisée par TECH-SEP sous forme tubulaire de diamètre interne et externe

fig(IV-1): APPAREILLAGE D'ULTRAFILTRATION .





fig(IV-2) : Schéma d'une cellule d'ultrafiltration  
 tubulaire



fig(IV-3): Schéma de la cellule  
 Statique *réalisée* par  
 N. NIMOUR et D. KELLAL projet de fin d'étude  
 (1985) ENP.

respectivement 6mm et 10mm. Elle est constituée d'une couche interne en oxyde de zirconium supportée sur du carbone.

La surface active de la membrane est de  $64,06\text{cm}^2$ .

#### **IV.3.2/ Membrane organique:**

La membrane est une IRIS 3038 commercialisée par Rhone poulenc de seuil de coupure de 20000 dalton. Elle est constituée de deux polymères en acrylonitrile de charge opposée et à pourcentage égale.

La membrane est conservée avant son utilisation dans une solution de glycérine à 3% . Après chaque manipulation elle est immergée dans une solution d'azoture de sodium afin d'éviter toute prolifération microbienne éventuelle.

La surface active utilisée est de  $41,83\text{cm}^2$ .

#### **IV.4/ METHODE D'ANALYSE:**

Le dosage des concentrations en protéines est effectué selon le principe de la methode de biuret (voir annexe 1).

#### **IV.5/ CONSERVATION DES EFFLUENTS:**

##### **IV.5.1/ Le sang:**

Le prélèvement du sang d'abattoir s'est effectué dans des conditions qui permettent d'assurer une bonne conservation de notre échantillon. Ainsi le sang est prelevé directement de l'animal lors de la saignée. Il est conservé à une température de  $4^{\circ}\text{C}$  . Pour eviter sa coagulation on utilise de l'éthylene diamine tetra-acétique dihydrate (EDTA) comme anticoagulant à raison de  $1\text{gr/l}$  et de l'azoture de sodium comme inhibiteur.

##### **IV.5.2/ L'effluent de poissonnerie:**

Il est prelevé apres l'etape ététage-visérage, où de grandes quantités d'eaux sont consommées. L'effluent est conservé à  $4^{\circ}\text{C}$  apres y avoir ajouté une pincée d'azoture de sodium.

#### **IV.6/ LES PRETRAITEMENTS DES EFFLUENTS:**

##### **IV.6.1/ La centrifugation:**

###### **a) Le sang:**

Elle est effectuée pour réaliser une séparation du cru-or et du plasma selon les proportions volumiques respectivement de 40 et 60% .

La centrifugation est réalisée à une vitesse de rotation de 20000 tr/mn pour une durée de 20mn.

**b) Poissonnerie :**

Vue l'importance des fibres et des graisses dans le colmatage irréversible de la membrane, on réalise leur séparation par une centrifugation à une vitesse de 20000 tr/mn pour une durée de 10mn.

La centrifugeuse utilisée est de type Backman J0-21.

**IV.6.2/ La filtration:**

Le surnagent issu de la centrifugation des effluents de poissonnerie subit un traitement d'affinage qui consiste en une filtration sur papier filtre qui permet de retenir les matières colloïdales.

CHAPITRE 5

## P L A N

### V-1/ ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN.

V.1.1/ PROBLEME POSE LORS DE L'ULTRAFILTRATION SUR MEMBRANE DYNAMIQUE.

V.1.2/ ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN SUR UNE CELLULE STATIQUE.

V.1.2.1/ MESURE DE LA PERMEABILITE EN FONCTION DU TEMPS DE L'UF.

V.1.2.2/ INFLUENCE DE LA PRESSION SUR L'UF DU PLASMA SANGUIN.

V.1.2.3/ ETUDE DE CONCENTRATION.

V.1.2.4/ ESTIMATION DE LA SURFACE MEMBRANAIRE.

### V.2/ ULTRAFILTRATION DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIES.

V.2.1/ INTERACTION SOLUTION-MEMBRANE.

V.2.2/ ETUDE DE L'INFLUENCE DE LA PRESSION SUR LE FLUX DE PERMEAT.

V.2.3/ INFLUENCE DE LA VITESSE DE RECIRCULATION SUR LE DEBIT DE PERMEAT.

V.2.4/ LES PERTES DE CHARGE.

V.2.5/ OPTIMISATION ECONOMIQUE.

V.2.6/ ETUDE DE CONCENTRATION.

V.2.7/ ESTIMATION DES SURFACES.

## CHAPITRE V

### ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN ET DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONNERIES

#### V.1/ ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN:

##### V.1.1/ PROBLEMES POSES LORS DE L'ULTRAFILTRATION SUR UNE CELLULE DYNAMIQUE:

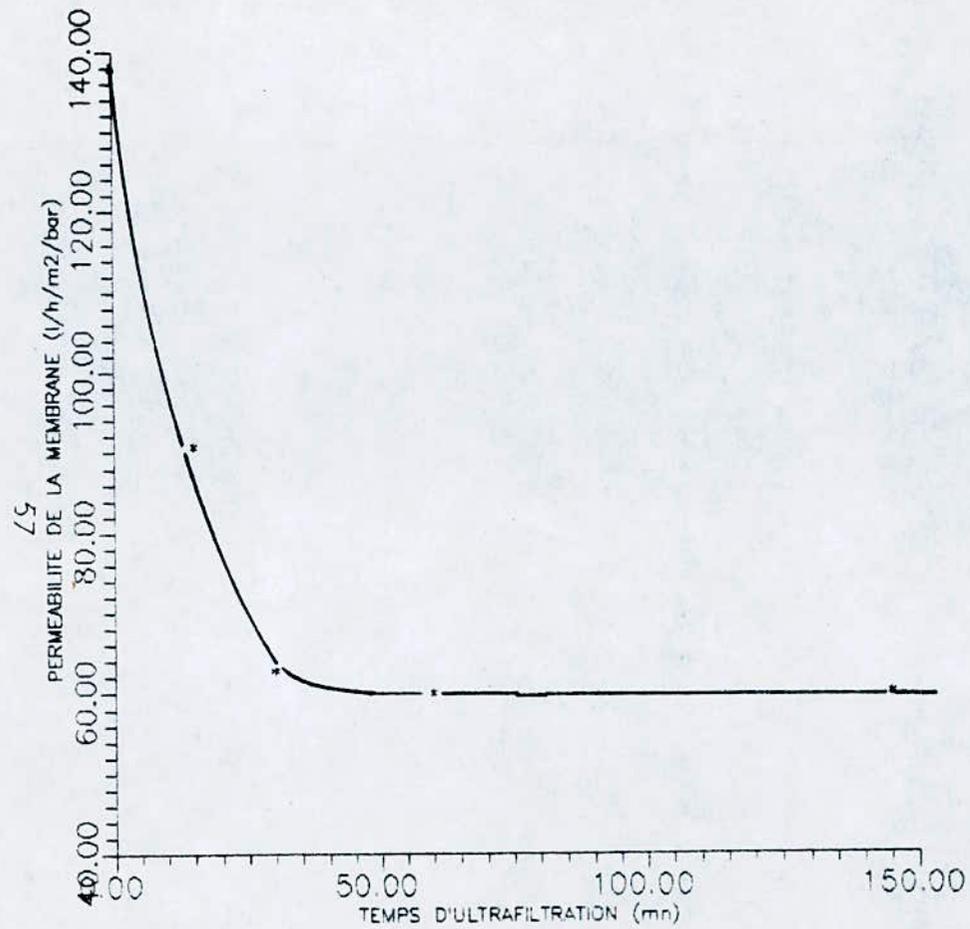
Une partie de notre étude était l'ultrafiltration du plasma sanguin sur membrane dynamique; nous avons procédé à cette opération mais nous nous sommes heurtés au problème de dénaturation des protéines, ce qui a provoqué un colmatage rapide de la membrane et un bouchage du circuit. Ce problème s'explique par l'augmentation de la température (50° C) et surtout par l'utilisation de pompe centrifuge. Cette dernière, vu son principe de fonctionnement, entraîne un cisaillement intense des protéines et donc leur dénaturation.

Ainsi on était contraint d'orienter notre étude de l'ultrafiltration du plasma sanguin vers une cellule statique.

##### V.1.2/ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN SUR CELLULE STATIQUE:

###### V.1.2.1/ MESURE DE LA PERMEABILITE $L_p$ EN FONCTION DU TEMPS D'ULTRAFILTRATION:

La membrane utilisée est une IRIS 3038 placée dans une cellule statique. L'ultrafiltration du plasma sanguin a duré plus de deux heures, au cours de cette opération, nous procédons à des mesures de débit d'eau (eau de consommation) pour étudier l'influence du temps d'ultrafiltration sur la perméabilité de la membrane. L'évolution de  $L_p$  en fonction du temps est représentée sur la fig(V-1). Pendant les 45 premières minutes on observe une décroissance rapide, ensuite elle tend à se stabiliser à une valeur correspondant à une perméabilité limite  $L_{p\text{lim}}$  égale à  $60\text{ l/hm}^2\text{ bar}$ . Des études ont montré l'influence de la concentration du soluté, de la nature de la membrane et des conditions opératoires sur la valeur de  $L_{p\text{lim}}$ .



Plasma sanguin  
 $C_0 = 80 \text{ g/l}$   
 $\text{pH} = 7,07$   
 $T_c = 20^\circ\text{C}$   
 $W_f = 0 \text{ tr/mn}$   
 $\Delta P = 0,4 \text{ bar}$

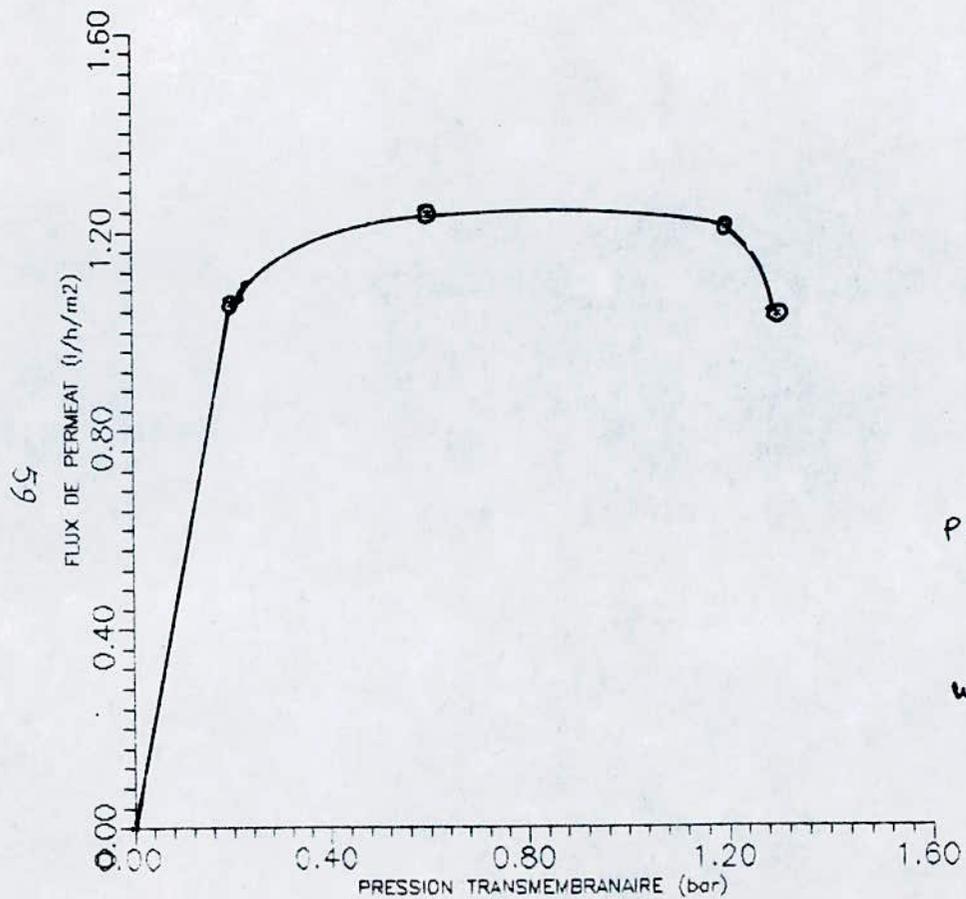
Fig. (v-1) Représentation de la perméabilité de la membrane en fonction d'UF du plasma sanguin sur cellule statique. Membrane organique IRIS 3038.

#### V.1.2.2/ INFLUENCE DE LA PRESSION SUR L'ULTRAFILTRATION DU PLASMA SANGUIN:

Les variations du flux de permeat en fonction de la pression transmembranaire  $\Delta P$  sont représentées sur la fig. (V-2). D'après cette figure, on constate qu'au-delà de la pression de 0,4 bar le flux du permeat devient indépendant de la pression. Cependant il existe une valeur de pression limite égale à 1,2 bar à partir de laquelle le flux de permeat décroît, ceci peut être attribué au phénomène de colmatage mais aussi et essentiellement au problème de compactage de la membrane. En ce qui concerne les taux de rejets on remarque fig.(V-3) que leur variation est pratiquement nulle en fonction de la pression.

#### V.1.2.3/ ETUDE DE CONCENTRATIONS

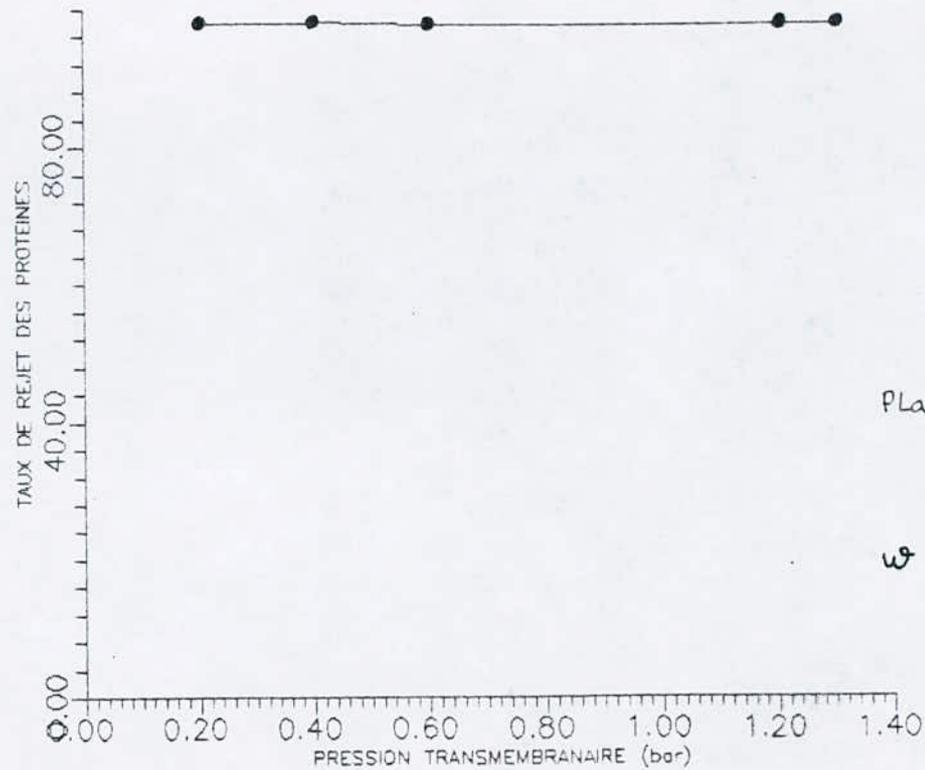
L'étude est réalisée sur une membrane IRIS 3038 neuve, en cellule statique. Elle consiste à mesurer le flux du permeat en fonction du temps. La pression optimale de travail et la vitesse d'agitation sont respectivement 0,4 bar et 200 tours/mn. Le permeat n'est pas recyclé dans le bac d'alimentation. L'évolution du flux du permeat  $J_v$  en fonction du temps est représentée sur la fig.(V-4), on constate, pendant la première heure, une décroissance rapide de  $J_v$  atteignant 40% de sa valeur initiale, ensuite le flux diminue très lentement. Cette décroissance est due essentiellement à l'augmentation de la concentration du retentat comme nous le montre la fig.(V-5) mais cette augmentation est lente puisque le facteur de concentration n'est que de 1.2 pour une durée d'ultrafiltration de 2 heures 30 minutes, ceci peut s'expliquer par le fait que le plasma sanguin est très concentré en protéines (80 g/l). Enfin nous remarquons que pour une même pression de travail  $\Delta P$ , le flux de permeat peut être multiplié par un facteur de 4 en passant d'une vitesse d'agitation nulle à une vitesse de 200 tours/mn. Nous voyons ainsi l'impact de la vitesse d'agitation sur les différents phénomènes qui conditionnent l'écoulement du fluide à travers la membrane.



Plasma sanguin  
 $T = 20^{\circ}\text{C}$   
 $\text{pH} = 7.07$   
 $C_0 = 80 \text{ g/l}$   
 $\omega = 0 \text{ tr/mn}$

Fig (4-2) Représentation du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire sur une cellule statique. Membrane organique IRIS 3038.

09



Plasma sanguin  
PH = 7.07  
C<sub>o</sub> = 80 g/l  
T = 20°C  
 $\omega = 0$  tr/mn

Fig (v.3) Représentation du taux de rejet en fonction de la pression transmembranaire.  
Cellule statique. Membrane organique IRIS 3038.

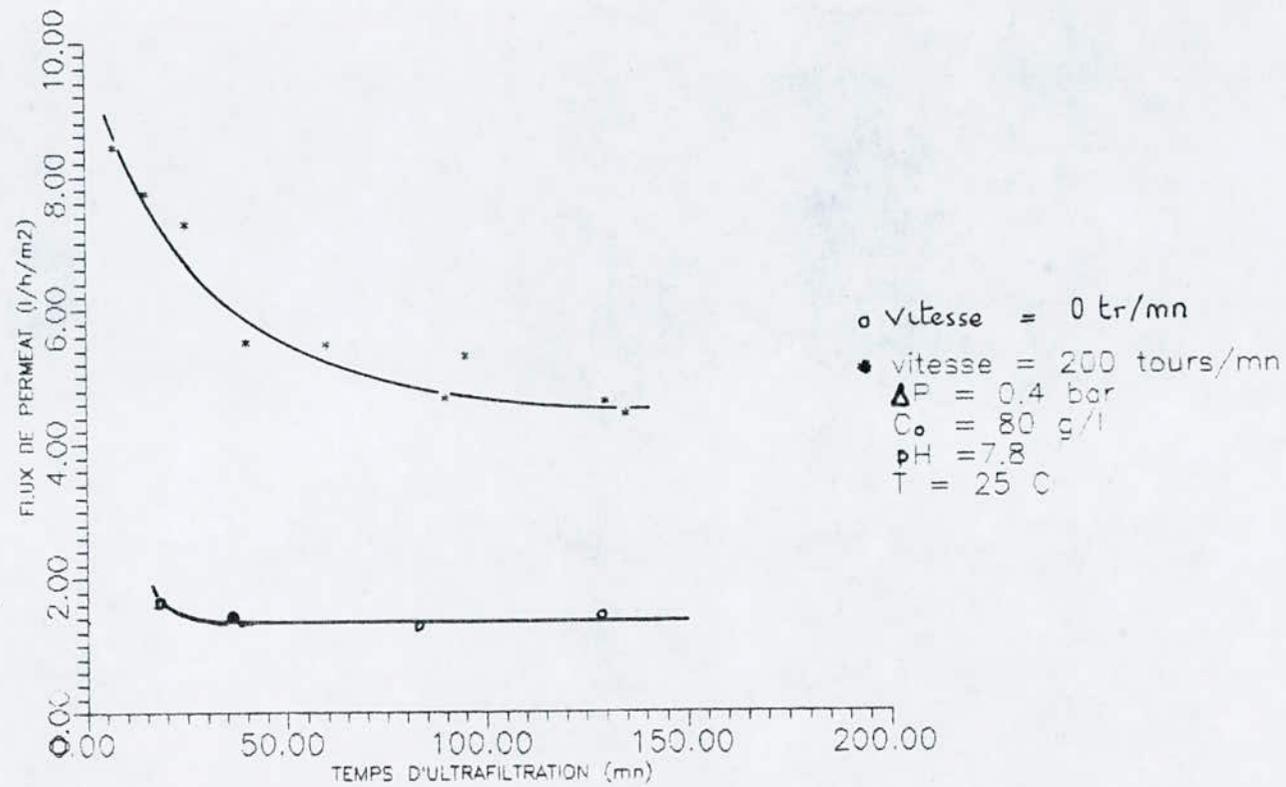


Fig (v-4) Essai de concentration du plasma sanguin  
Cellule statique. Membrane IRIS 3038.

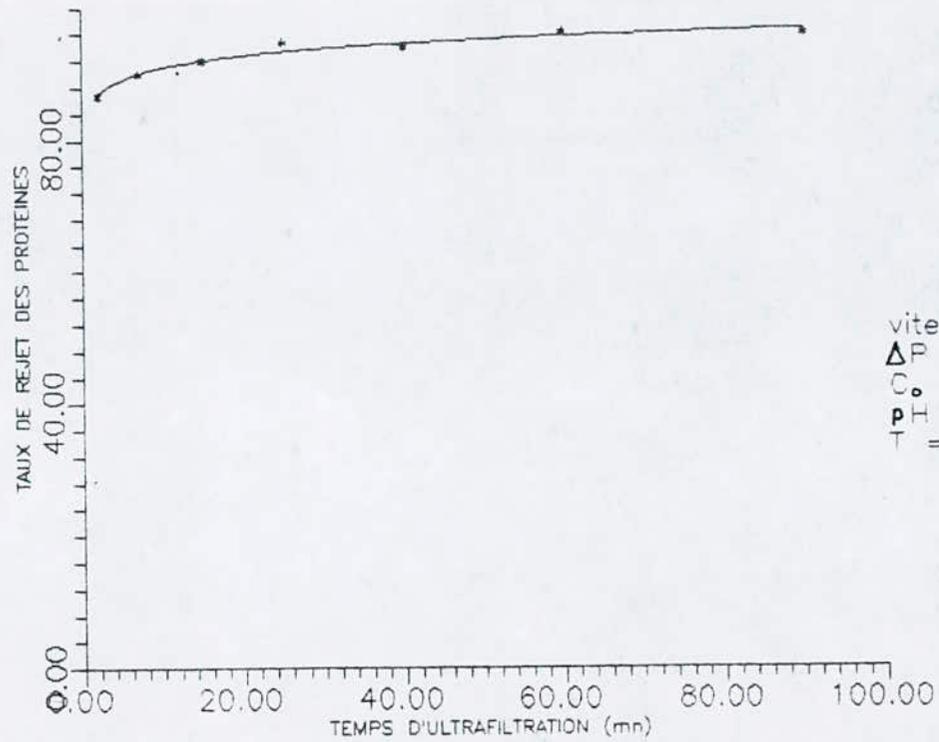


Fig (V-5) Taux de rejet des proteines plasmiques en fonction du temps d' UF .  
Cellule statique. Membrane IRIS 3038.

#### V.1.2.4/ ESTIMATION DE LA SURFACE MEMBRANAIRE:

L'estimation de la surface membranaire nécessaire pour le traitement des effluents est une étape indispensable dans le dimensionnement d'une station d'ultrafiltration. L'estimation peut être faite une fois qu'on ait déterminé le flux du permeat que nous permet d'atteindre la membrane, les conditions optimales de fonctionnement, le volume d'effluent à traiter, le facteur de concentration volumique, le nombre d'heures de fonctionnement de notre installation ainsi que la concentration désirée.

La surface est donnée par la relation suivante:

$$A = V_p / J_v n = (V - V/f_{cv}) / J_v n \quad (1)$$

avec

- A : surface membranaire (m<sup>2</sup>);
- f<sub>cv</sub>: facteur de concentration volumique;
- V : volume d'effluent à traiter quotidiennement (l/jour);
- J<sub>v</sub> : flux du permeat (l/h/m<sup>2</sup>);
- n : nombre d'heures de fonctionnement par jour.

L'abattoir pris comme exemple est celui de la commune d'El-Harrach il peut produire quotidiennement 480 l de plasma sanguin (voir annexe 2), on aura donc:

- V = 480 l/jour;
- J<sub>v</sub> = 5 l/h/m<sup>2</sup> ( voir etude de concentration);
- f<sub>cv</sub> = 1.2;
- n = 8 heures/jour;
- A = 2 m<sup>2</sup> pour la membrane IRIS 3038.

La concentration du plasma sanguin augmente ainsi de 80 g/l à 96 g/l.

#### V.2/ ULTRAFILTRATION DES EAUX DE LAVAGE DES POISSONNERIES:

Cette étude a été réalisée sur une cellule dynamique, tubulaire (Chapitre IV).

### V.2.1/ INTERACTION SOLUTION-MEMBRANE:

Nous avons mesuré à différentes pressions, et sous une température de 20°C, à vitesse de circulation nulle sur une membrane minérale neuve le débit à l'eau.

Après un séjour de la membrane dans l'effluent à traiter pendant une durée de 24 heures nécessaire pour avoir une adsorption maximale, on rince la membrane plusieurs fois à l'eau et on détermine, dans les mêmes conditions expérimentales que précédemment, le débit à l'eau.

Les valeurs du flux de solvant avant et après adsorption des du plasma sanguin et des eaux de lavages de poissons sont représentées sur la fig.(V-6).

On remarque, d'après ces figures, que la courbe expérimentale reliant le flux du perméat  $J_v$  à la pression  $\Delta P$  est une droite passant par l'origine dont la pente correspond à la perméabilité de la membrane. L'équation de DARCY donnée dans le chapitre (III) est ainsi vérifiée.

Nous pouvons, ainsi, calculer la perméabilité de la membrane neuve et de la membrane après adsorption (tableau (V-1)).

$L_p$ (l/h.m <sup>2</sup> .bar)	PLASMA SANGUIN (Base)	EAUX DE LAVAGE DE POISSONS (2g/l)
Avant Adsorption	51	47
Après Adsorption	14	44
% d'abattement	73	4

Tableau (V-1):  $L_p$  EN FONCTION DES EFFLUENTS.

Nous voyons à partir de ces résultats que l'adsorption par le plasma sanguin entraîne une diminution d'environ 73% de la perméabilité de la membrane neuve, tandis que pour les eaux de lavage la diminution n'est que de 04%.

Il est intéressant de signaler que beaucoup d'études (chapitre

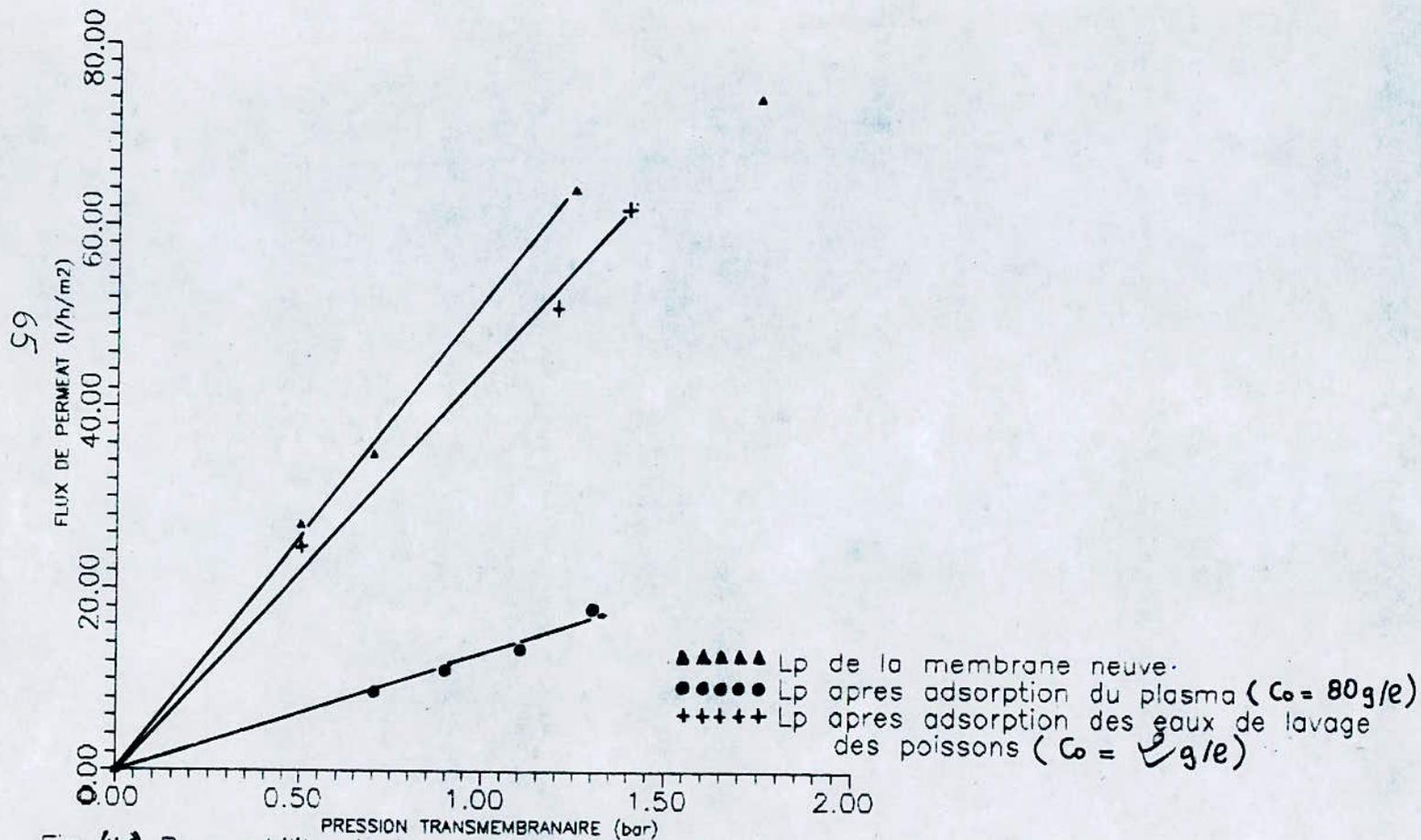


Fig (V-4) Permeabilite de la membrane apres essai d'adsorption de 24 heures du plasma sanguin et des eaux de lavage de poissons.

III ) ont montré que la perméabilité limite due à l'adsorption dépend de la température, de la durée de contact, du PH, de la concentration des protéines et de la composition de l'effluent.

#### V.2.2/ ETUDE DE L'INFLUENCE DE LA PRESSION SUR LE FLUX DE PERMEAT:

Nous avons porté sur la fig(V-7) les courbes donnant l'évolution du flux du permeat  $J_v$  en fonction de la pression transmembranaire  $\Delta P$  pour différentes vitesses de recirculation.

On remarque que toutes ces courbes ont la même allure, elles sont linéaires jusqu'à une certaine pression au dessus de laquelle  $J_v$  devient pratiquement constant ( $\Delta P = 2,4$  bars).

L'augmentation de la pression entraîne une augmentation de la concentration au voisinage de la membrane. Cette concentration croit jusqu'à atteindre une valeur limite  $C_g$  correspondant à la formation d'un gel. L'existence de cette couche a été mise en évidence par plusieurs auteurs ([4], [5], [7], [11] du Chap(III)).

#### V.2.3/ INFLUENCE DE LA VITESSE DE RECIRCULATION SUR LE DEBIT DE PERMEAT:

Nous avons tracé la courbe représentant  $\ln J_v$  en fonction de  $\ln U$  (fig(V-8)) dans les conditions de flux du permeat limite et à la pression transmembranaire  $\Delta P = 2.4$  bar. Nous obtenons un segment de droite correspondant au régime d'écoulement turbulent.

Dans la courbe représentant le flux de permeat  $J_v$  en fonction de la vitesse de recirculation  $U_{r,v}$  (fig V-9) nous voyons qu'au delà de la vitesse de 3,0 m/s cette dernière n'a plus d'effets significatif sur le flux de permeat et elle n'entraîne qu'une augmentation de pertes de charge dans la cellule d'ultrafiltration, une étude économique est donc nécessaire pour évaluer les conditions optimales de fonctionnement.

#### V.2.4/ LES PERTES DE CHARGES:

L'augmentation de la vitesse de recirculation  $U$  entraîne une augmentation des pertes de charge  $\Delta P_f$  dans la cellule d'ultrafiltration.

Nous avons déterminé ces pertes de charges à partir de la dénivellation lue sur le manomètre à mercure. la variation de

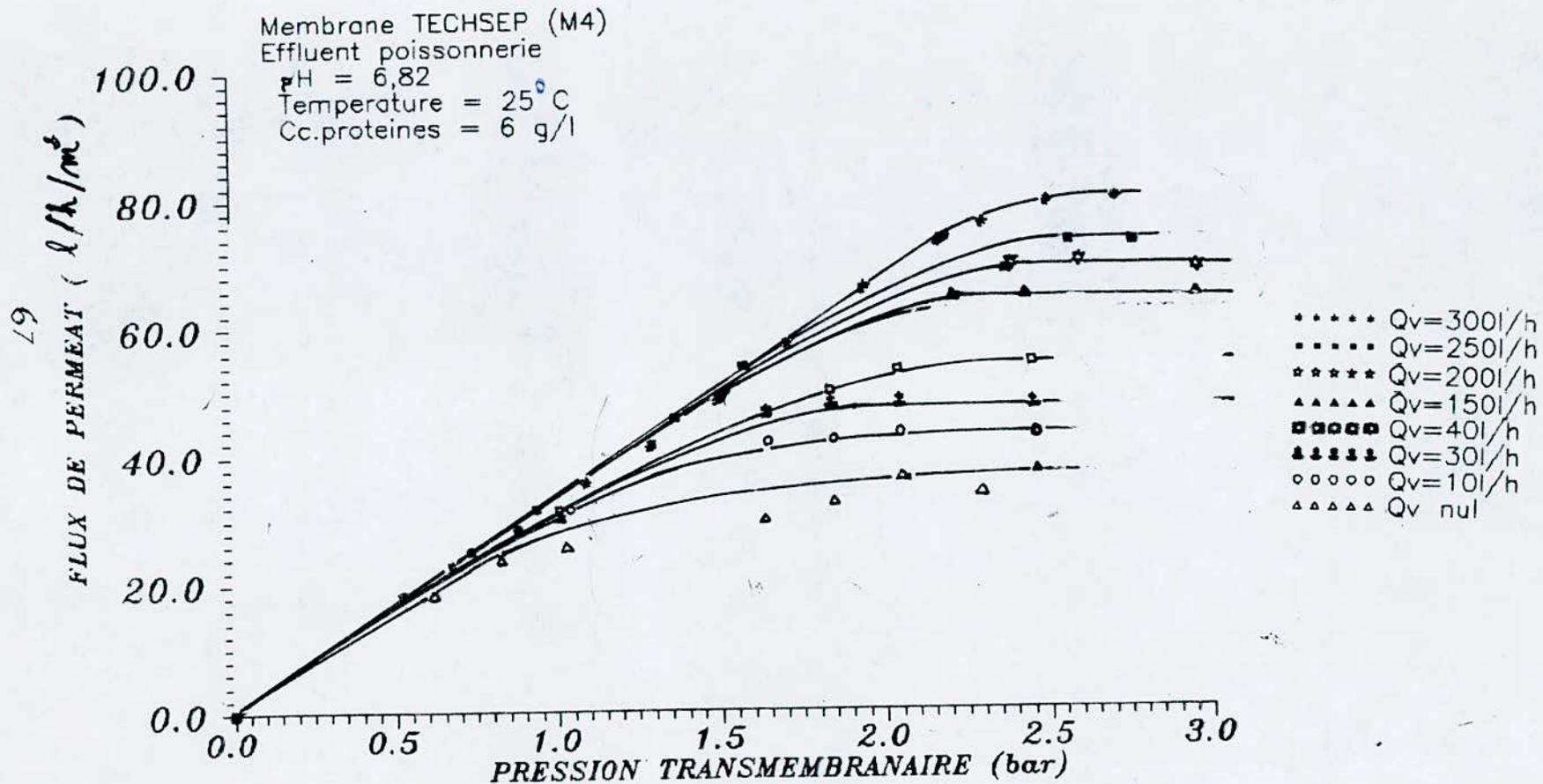


Fig.(v-7) : Variation du flux de permeat avec la pression transmembranaire.

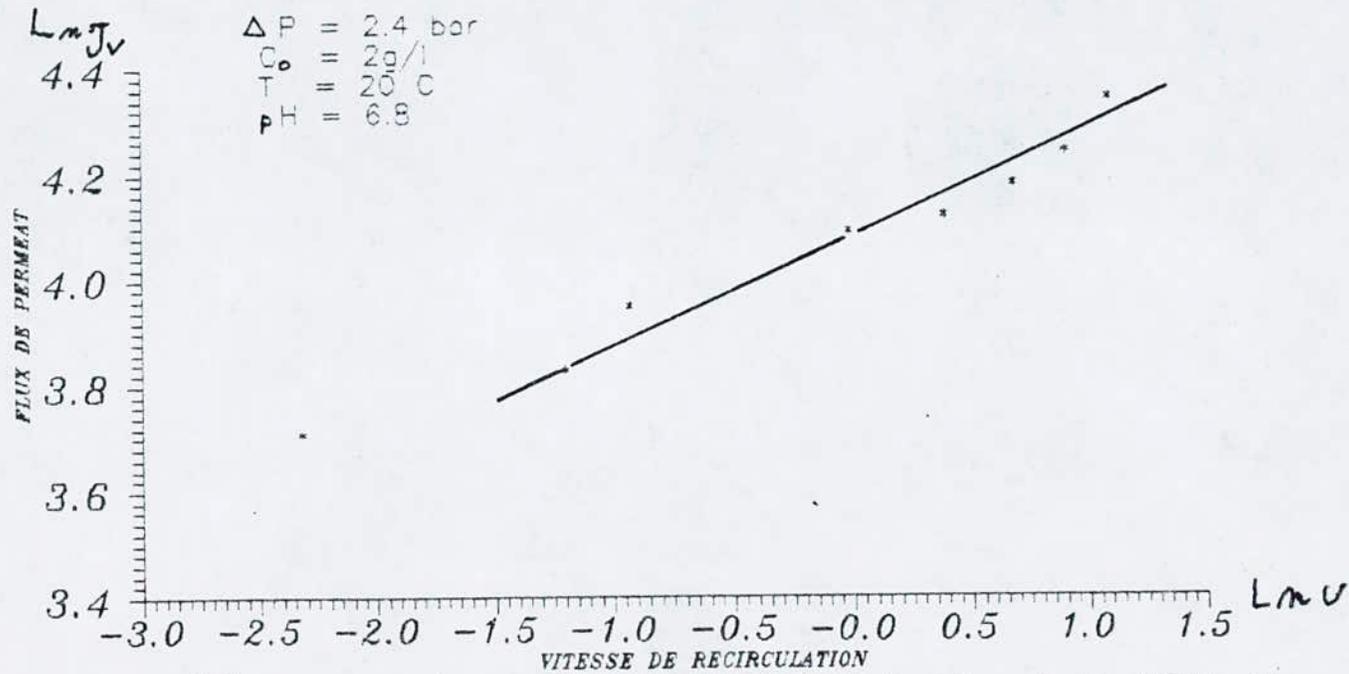


Fig (v-8) Variation du flux de permeat en fonction de la vitesse de recirculation.

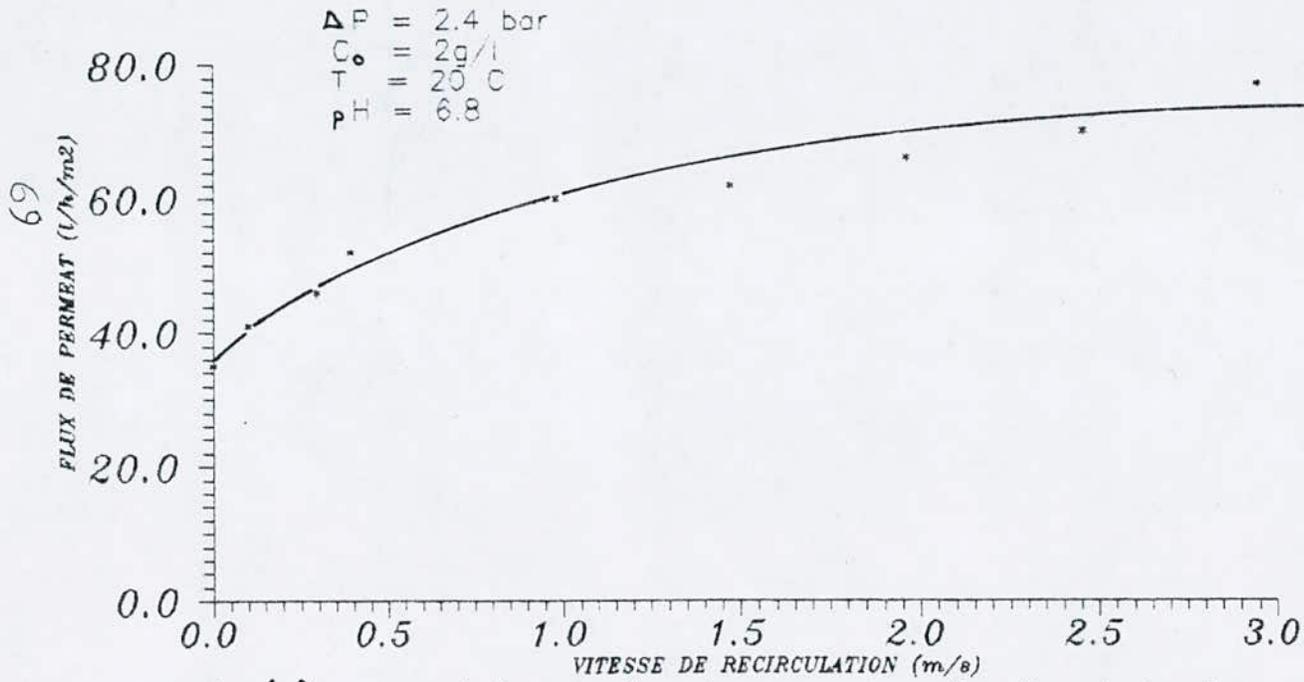


Fig (v-1) Variation du flux de permeat en fonction de la vitesse de recirculation.

$\ln \Delta P_f$  en fonction de  $\ln U$  est représentée sur la fig(V-10). Nous obtenons un segment de droite correspondant au régime d'écoulement turbulent. (nombre de REYNOLDS supérieur à 2500 pour les vitesses supérieures à 0,4 m/s

Les pertes de charges varient donc selon la formule

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

#### V.2.5/ OPTIMISATION ECONOMIQUE:

SHEN et PROBSTEIN [2] proposent de calculer la dépense globale par unité de temps K en tenant compte de:

- l'investissement en capital qu'ils ont supposé en première approximation proportionnel à la surface A de la membrane;

- le coût du pompage pour compenser la chute de pression  $\Delta P$  subie par le permeat à travers la membrane et la perte de charge  $\Delta P_f$  dans le circuit.

Ainsi ils ont proposé la relation suivante:

$$K = K_c A + K_p (Q_v \Delta P_f + Q_p \Delta P) \quad (1)$$

avec:

$K_c$ : le coût en capital par unité de temps et de surface (DA/m<sup>2</sup>/s);

$K_p$ : le coût de l'énergie (DA/joule).

$Q_p$ : le débit de permeat (m<sup>3</sup>/s);

$Q_v$ : le débit de recirculation (m<sup>3</sup>/s).

L'équation (1) devient:

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

cette relation n'est valable que pour une concentration constante.

Suivant le coût actuel de l'énergie électrique et le prix des membranes nous avons évalué  $K_p$  et  $K_c$  respectivement à  $8,33 \cdot 10^{-8}$  DA/joule et  $2,66 \cdot 10^{-4}$  DA/m<sup>2</sup>/s.

Le fonctionnement optimum est obtenu à partir de l'équation (2) en traçant  $K/Q_p$  en fonction de  $Q_v$  pour différentes pressions transmembranaires.

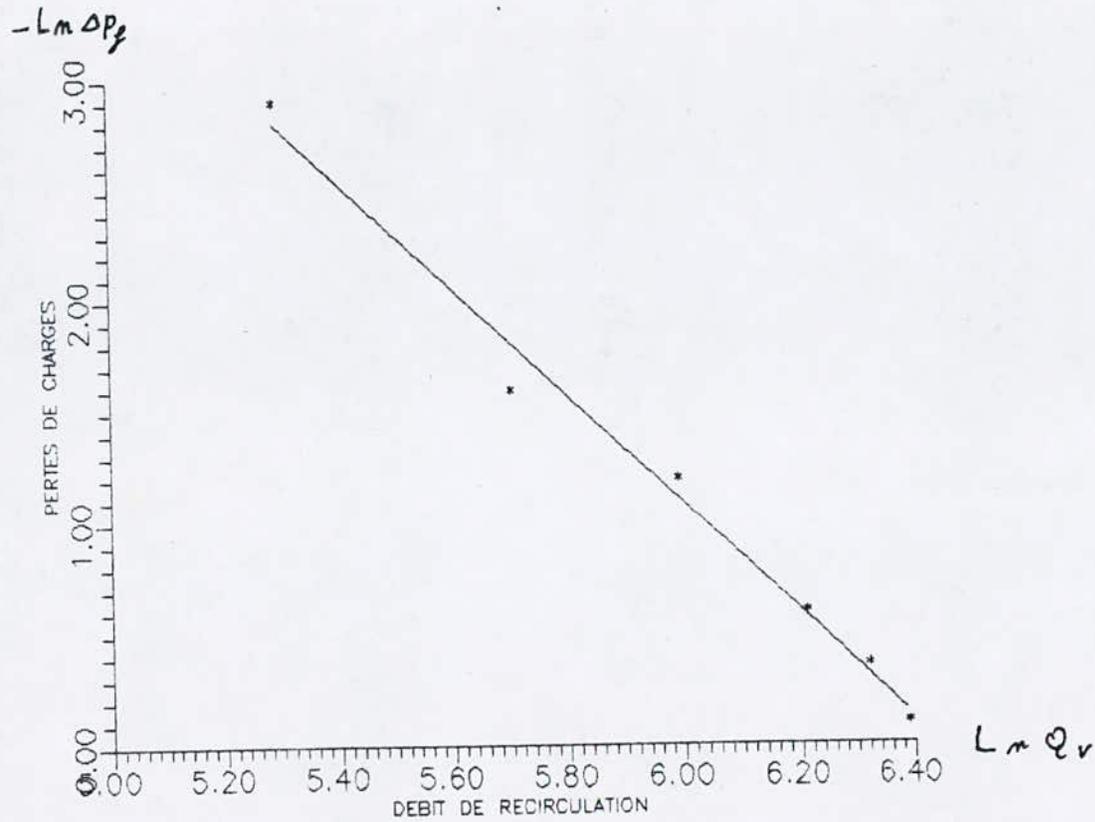


Fig (V-10) Representation logarithmique des pertes de charges en fonction du debit de recirculation. (Membrane TECHSEP).

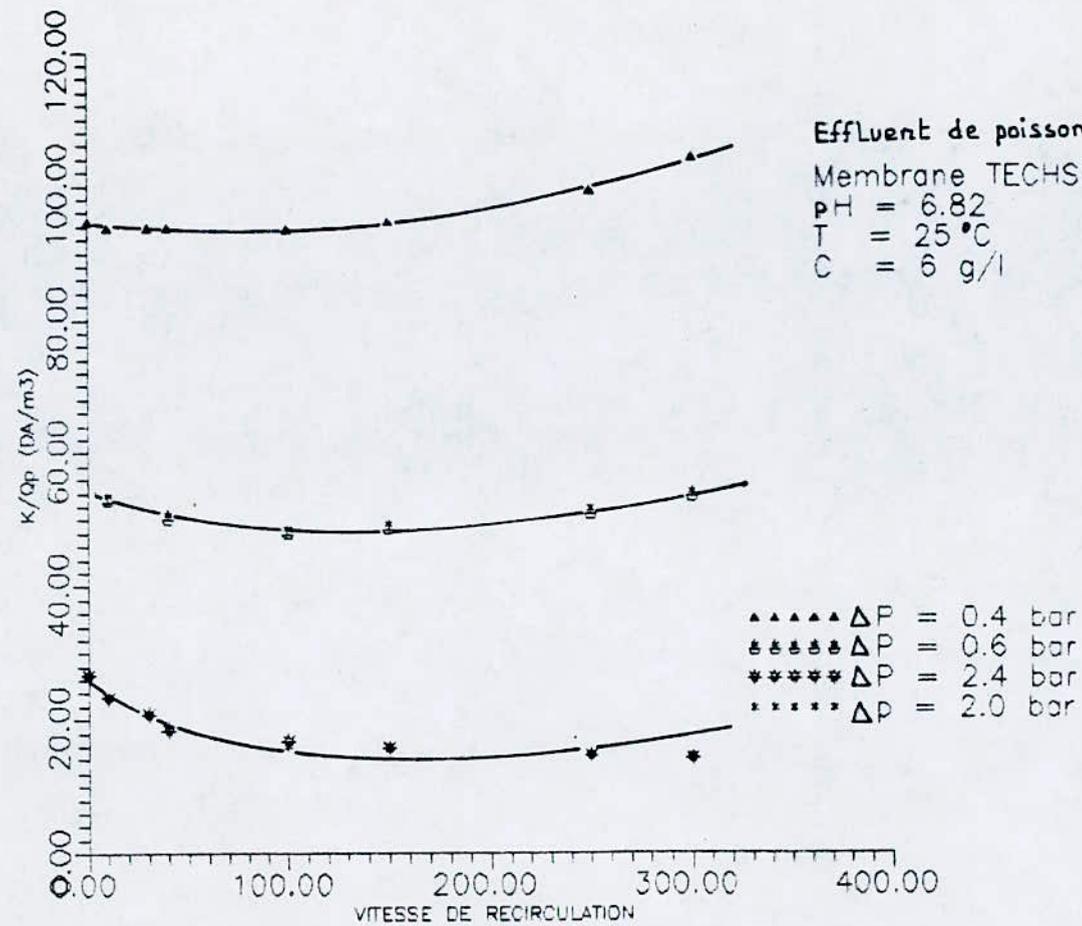


Fig. (4) Optimisation économique.

Les courbes obtenues passent chacune par un minimum. Les valeurs optimales retenues sont:  $\Delta P = 2,0$  bar;  $Q_v = 300$  l/h (fig(V-11)).

#### V.2.6/ ETUDE DE CONCENTRATION:

L'étude de la concentration sous les conditions optimales de pression et de vitesse déterminées précédemment et qui sont respectivement 2 bar et 2.94 m/s.

Le permeat dans ce cas n'est pas recirculé dans le bac de stockage et ce, afin de pouvoir réaliser une concentration de notre effluent. La durée de la manipulation est de 4 heures 30 minutes.

Le suivi expérimental consiste à mesurer, à des intervalles de temps réguliers, les valeurs de vitesses de filtration, de la concentration du retentat et du taux de rétention R de la matière protéique. L'analyse des valeurs de R permet de juger la qualité de la séparation.

L'évolution du flux du permeat en fonction du temps est représentée sur la fig(V-12). Nous constatons que pendant les trente premières minutes une décroissance rapide du flux de permeat, un abaissement de 50% est observé. Par suite, le flux diminue très lentement. Cette décroissance est due essentiellement à l'augmentation de la concentration du retentat comme le montre la fig(V-13). Cette augmentation est en réalité lente, puisque la concentration passe de 2 g à 2,3 g pendant une durée d'ultrafiltration de 4 heures.

Cette faible variation peut s'expliquer par les faibles valeurs du taux de rejet fig(V-14), celui-ci varie de 19 à 24%.

A partir de ces valeurs, nous pouvons affirmer que les eaux de lavage de poissons prétraitées contiennent un pourcentage important de protéines de masse molaire inférieure à 20000 daltons. Mais cette affirmation ne peut être justifiée que par une analyse spectrale qui permettra de connaître la distribution exacte des masses molaires dans le retentat et le permeat. Ce qui est sûr, c'est que cette membrane ne peut abattre substantiellement la charge polluante des eaux de lavage prétraitées.

Cependant, l'étude de concentration doit être portée sur une

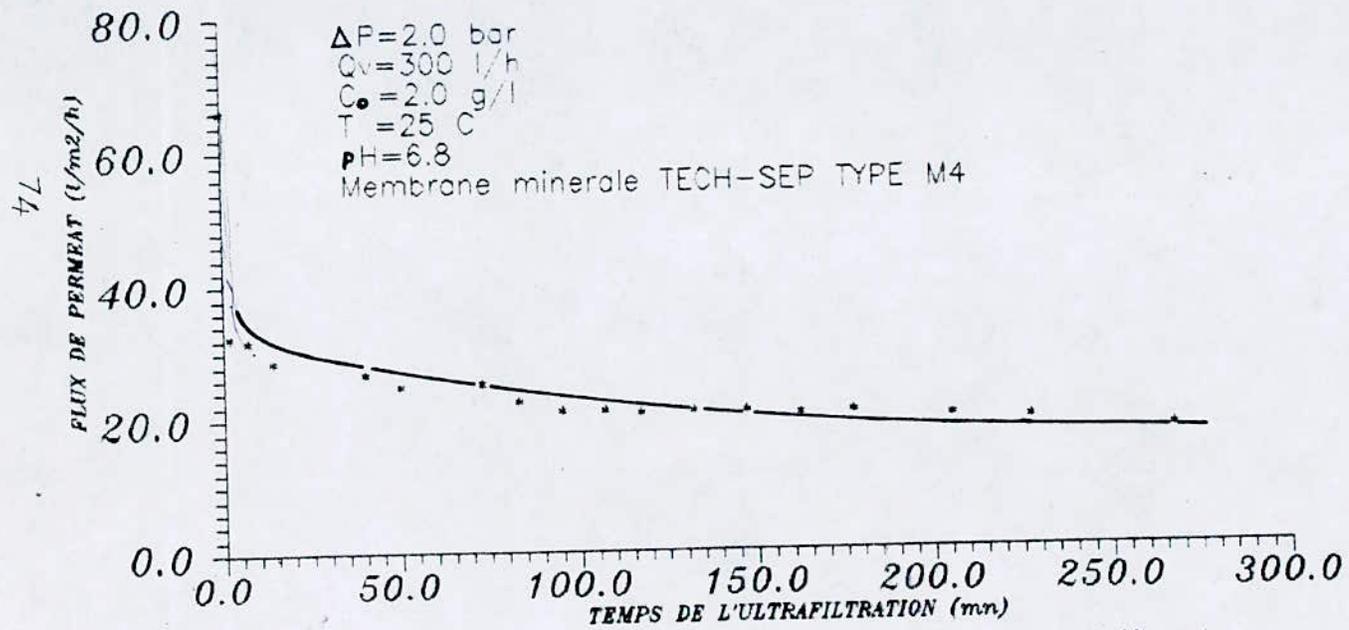


Fig. (V-12): Courbe représentant l'essai de concentration de l'effluent de poissonnerie sur membrane minerale.

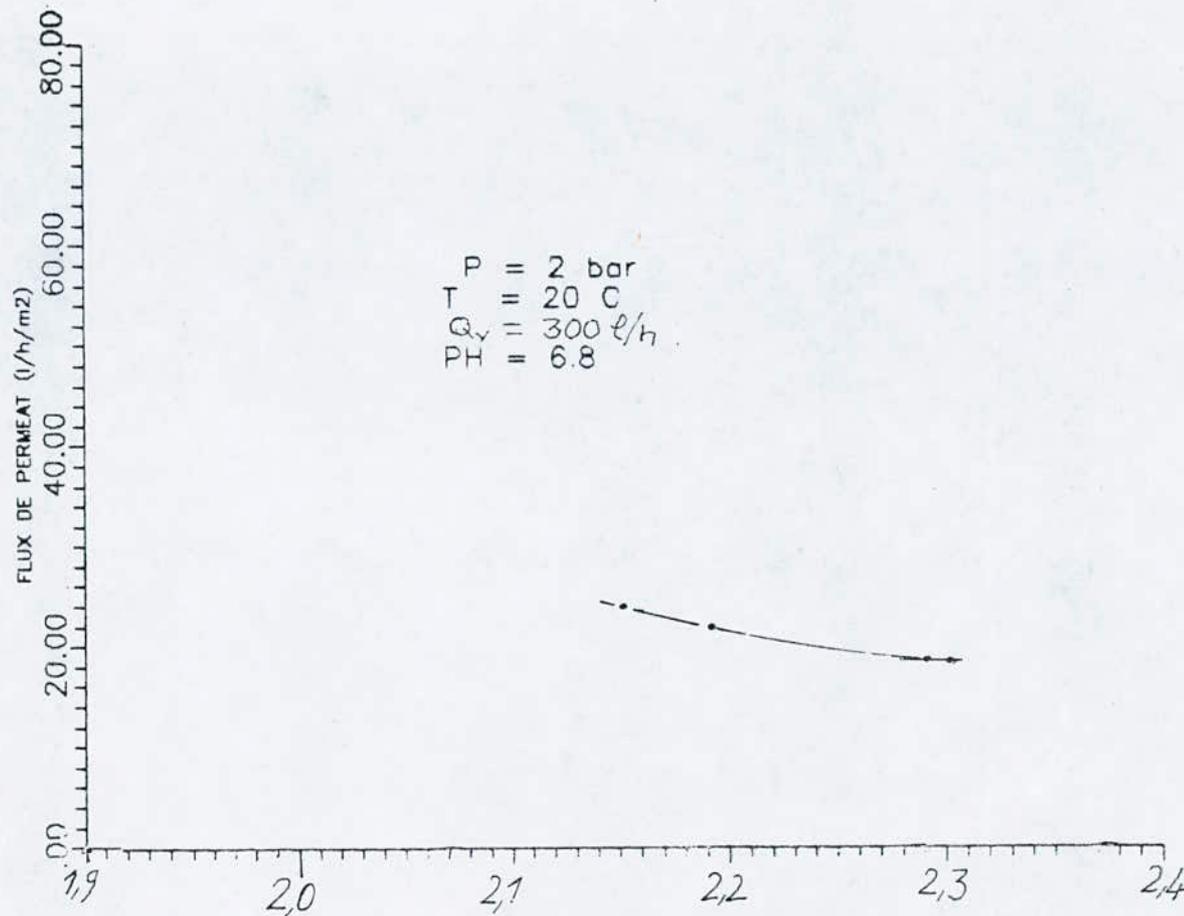


Fig (15) Representation du flux de permeate en fonction de la Concentration

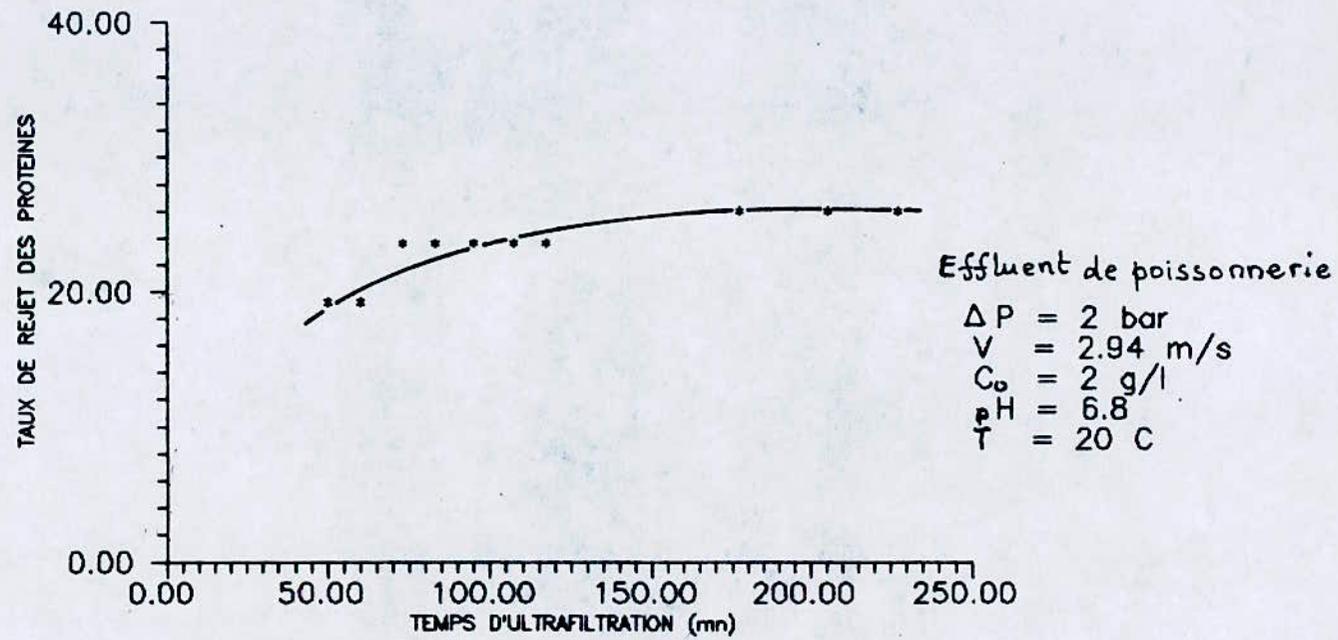


Fig (V-14) Variation du taux de rejet des proteines en fonction du temps d'UF.  
Membrane TECHSEP (M4).

durée assez longue et pour différentes conditions opératoires afin de tester l'efficacité et la tenue de cette membrane à la solution à traiter.

#### V.2.7/ ESTIMATION DES SURFACES:

A l'usine de transformation de poissons de Dellys il y'a consommation 'environ de  $2,5\text{m}^3$  d'eau de lavage pour une production de 833 Kg de sardine en boîte par jour [2].

La surface nécessaire pour traiter cette quantité d'effluent et pour un facteur de concentration de 1,15 et un flux de perméat de est donnée par la relation suivante:

$$A = \frac{V - \frac{V}{f.C.V}}{J_v \cdot n} \quad (1)$$

avec :

$$V = 2,5 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$n = 8 \text{ heures /j}$$

$$f.C.V = 1,15$$

$$A = 8,43 \text{ m}^2$$

## CONCLUSION:

D'après les résultats obtenus nous pouvons conclure que la vitesse de rotation dans une cellule statique joue un rôle important puisqu'elle permet d'augmenter le flux de permeat. Mais cela n'empêche pas d'affirmer que le colmatage de la membrane par l'effluent d'abattoir est très important et pourra constituer un des problèmes majeurs rencontrés au cours de l'UF.

Ce qui s'est montré *en étudiant* l'influence du temps sur le flux de permeat. On a noté une décroissance rapide du flux dans les 60 premières minutes est un facteur de concentration de 1,2 n'est atteint qu'après une *durée* de plus de 4 heures.

En ce qui concerne l'effluent de poissonnerie nous avons remarqué qu'au delà de <sup>3 m/s</sup> la vitesse de recirculation n'a plus d'effet significatif sur le flux de permeat.

Une étude économique a permis de déterminer les conditions opératoires optimales et qui sont respectivement de 2bars et 300l/h.

L'étude de concentration sous ces conditions optimales de pression et de vitesse nous a permis d'observer une décroissance du flux de permeat dans les 50 premières minutes. Mais cette décroissance n'a pas eu de conséquence notable sur la concentration du retentat. Le taux de rejet observé reste toutefois inférieur à 30 pour cent.

CHAPITRE 6

## P L A N

VI.1/ INTRODUCTION.

VI.2/ ETUDES ANTERIEURÉS.

VI.3/ ESSAI DE LAVAGE.

VI.3.1/ INTRODUCTION.

VI.3.2/ REGENERATION DE LA MEMBRANE APRES ESSAI D'UF DU PLASMA  
SANGUIN.

VI.3.3/ REGENERATION DE LA MEMBRANE APRES UF DES EAUX DE LAVAGE  
DE POISSONS.

VI.4/ CONCLUSION.

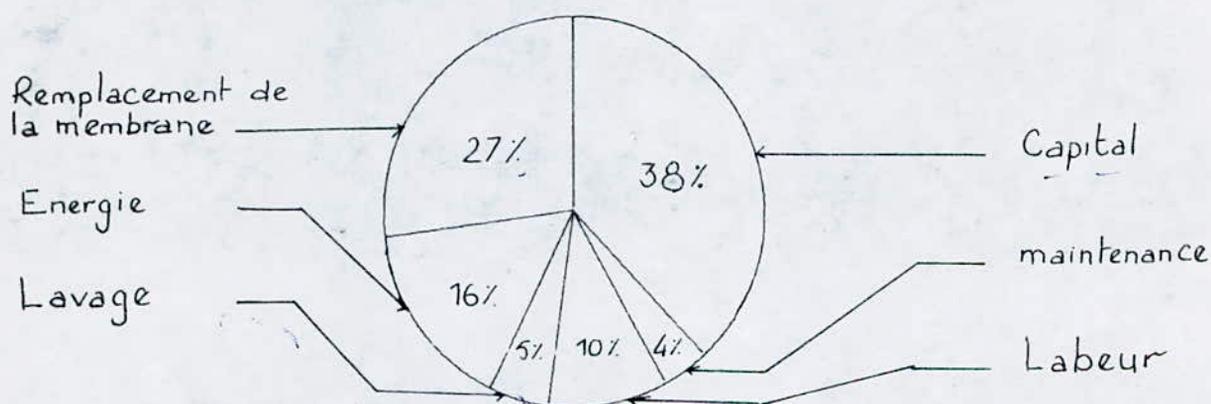
## CHAPITRE VI:

### REGENERATION DES MEMBRANES:

#### VI.1/ INTRODUCTION:

Le développement futur de l'UF dépend essentiellement de la diminution des frais d'investissement et de fonctionnement qu'il sera possible de réaliser en optimisant les appareils et leur fonctionnement.

Si l'on se réfère à l'importance relative des différents coûts [1],[2], représentés sur la fig(VI-1), on remarque bien que les postes "remplacement des membranes" et "énergie" représentent ensemble un pourcentage supérieur à celui de l'investissement (capital). Toute amélioration concernant la durée de vie des membranes ainsi que la consommation énergétique contribuerait à étendre le champ d'application de l'UF à des domaines où elle n'est pas actuellement compétitive.



fig(VI-1): IMPORTANCE RELATIVE DES DIFFERENTS COÛTS  
POUR LES INSTALLATIONS D'UF

Bien que la composante de lavage soit faible si l'on considère que les coûts liés à l'achat des produits (réactifs), elle est en réalité assez importante si l'on étudie les conséquences qu'elle peut engendrer sur les autres postes budgétaires intervenant en UF.

D'où un agent de nettoyage trop agressif entraînerait une augmentation de la fréquence de remplacement des membranes et une détérioration de celle-ci et donc une élévation du poste "membrane remplacement". Un agent de nettoyage peu efficace accroît la durée de nettoyage et donc la consommation énergétique et les frais de mains d'oeuvre.

Dans notre étude nous avons exclu les techniques de nettoyage mécaniques tel que le lavage par retour du perméat (contre-pression) généralement utilisé pour les membranes en fibres creuses auto supportés.

Les techniques les plus utilisées sont les procédés chimiques. Les procédures et les agents de nettoyages utilisés doivent être étudiés en fonction:

- du produit colmatant;
- de la résistance et de la nature des matériaux constituant les membranes, les modules et le pilote. [1], [2].

Les agents de nettoyage les plus utilisés, seuls ou en combinaison sont:

- les détergents;
- les acides;
- les bases;
- les enzymes.

Il est à signaler que la durée et la fréquence du nettoyage sont liées à l'état d'encrassement de la membrane, de plus certains agents servent de désinfectants tel que le NaClO, ils sont cités dans le cas de solutions qui sont des milieux de culture potentiels pour le développement des microorganismes.

Ainsi l'eau de javel peut être très efficace pour nettoyer sans dommage une membrane composée d'un matériau très résistant aux oxydants, mais peut dégrader certains joints du module et divers parties de l'installation (corps de pompe ou instrumentation).

Enfin il est délicat de savoir à partir de quel moment la membrane est régénérée. Certains auteurs considèrent que la restauration totale du flux de perméation à l'eau est secondaire par rapport à celle de la sélectivité [4], d'autres se fixent un pourcentage de restauration du flux [2], [4].

## VI.2/ ETUDES ANTERIEURES:

Des études antérieures montrent que pour les membranes qui présentent une affinité pour les protéines, l'eau chaude n'est pas efficace et entraîne une coagulation des protéines.

D'autres citent que les réactifs acides provoquent la précipitation des protéines alors que la soude chaude ainsi que la trypsine (enzyme protéolytique) donnent des résultats médiocres [2].

JAOUEN remarque, pour les membranes minérales, qu'à l'exception de l'eau de javel, tous les agents de nettoyage utilisés seuls ne nettoient la membrane que partiellement. Le rinçage à l'eau a très peu d'effet [2].

Plusieurs solutions ont été proposées:

- combinaison de plusieurs réactifs;
- action sur la température;
- étude de la cinétique de nettoyage pour les enzymes protéolytiques en particulier.

WATANABE et coll [2], dans le même contexte d'étude (membrane minérale, protéines de poisson), ont porté leur attention sur le nettoyage à l'eau de javel, ils préconisent des concentrations supérieures à 500 ppm et montrent qu'un lavage sous pression diminue les performances. Dans certains cas l'efficacité passe par un maximum, ce phénomène serait attribué au colmatage par les résidus de la protéolyse.

ZIDOUNE [3] a procédé à une multitude d'essais sur différentes membranes neuves et anciennes afin de déterminer l'efficacité de chacun des agents chimiques utilisé seul ou avec d'autres agents, il parvint à établir (tableau: VI-1) des séquences de lavage qui sont au nombre de sept ou en conclusion proposa la séquence 1 comme étant la séquence la plus efficace dans le cas du lactosérum.

## VI.3/ ESSAI DE LAVAGE: (MEMBRANE TECHSEP (M4))

### VI.3.1/ INTRODUCTION:

Nous avons cité dans l'introduction générale de ce chapitre qu'il est impératif de connaître le moment de la régénération de la membrane et qui ne peut être connu que par une étude portée

Tableau(VI-1): SEQUENCES DE NETTOYAGE TESTEES [3].  
( membrane rimerale)

Produit de nettoyage et Condition d'utilisation	Ordre de succession et Caracteristiques des sequences de nettoyage testees						
	1	2	3	4	5	6	7
Bref rinçage à l'eau courante en circuit ouvert 45°C	+	+	+	+	+	+	+
Circulation de NaClO en circuit fermé à 45°C 2,67 m/s pendant 15 mn	+		+	+	+	+	+
	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 pendant 2 mn	+				+	+	+
Circulation de détergent acide (2%) en circuit fermé à 2,67 m/s pendant 15 mn		+	+			+	
		à 20°C	à 45°C				
Rinçage à l'eau courante en circuit ouvert à 20°C, 0,5 bar pendant 5 mn		+	+			+	
Circulation de détergent alcalin (2%) en circuit fermé à 2,67 m/s pendant 15 mn	+	+	+	+	+		+
	à 20°C	à 20°C	à 45°C	à 20°C			à 20°C
Rinçage à l'eau courante en circuit ouvert à 20°C, 0,5 bar pendant 5 mn	+	+	+	+			+
Circulation de détergent acide (2%) en circuit fermé à 2,67 m/s pendant 15 mn	+	+	+		+		+
	à 20°C	à 20°C	à 45°C				
Rinçage à l'eau courante en circuit ouvert à 20°C, 0,5 bar, puis en circuit fermé à 2,67 m/s pendant 5 mn	+	+	+	+	+	+	+

sur une durée assez longue.

La régénération de la membrane se fait après UF des effluents d'abattoir et de poissonnerie. Ces deux effluents ne présentent pas les mêmes caractéristiques bien qu'il s'agit là de deux solutions protéiques, ils se différencient par la concentration, le type de protéines et par d'autres propriétés citées dans le chapitre II .

#### VI.3.2/ REGENERATION DE LA MEMBRANE APRES ESSAI D'ULTRAFILTRATION DU SANG D'ABATTOIR:

Nous avons signalé dans le chapitre V que lors de l'ultrafiltration du plasma sanguin une dénaturation des protéines a été entraînée au fil du temps. Cette dénaturation était la cause principale du bouchage du circuit de recirculation et du colmatage de la membrane.

La perméabilité après UF est descendue de  $51 \text{ l/h.m}^2.\text{bar}$  à  $1,02 \text{ l/h.m}^2.\text{bar}$  soit un abattement de 98%.

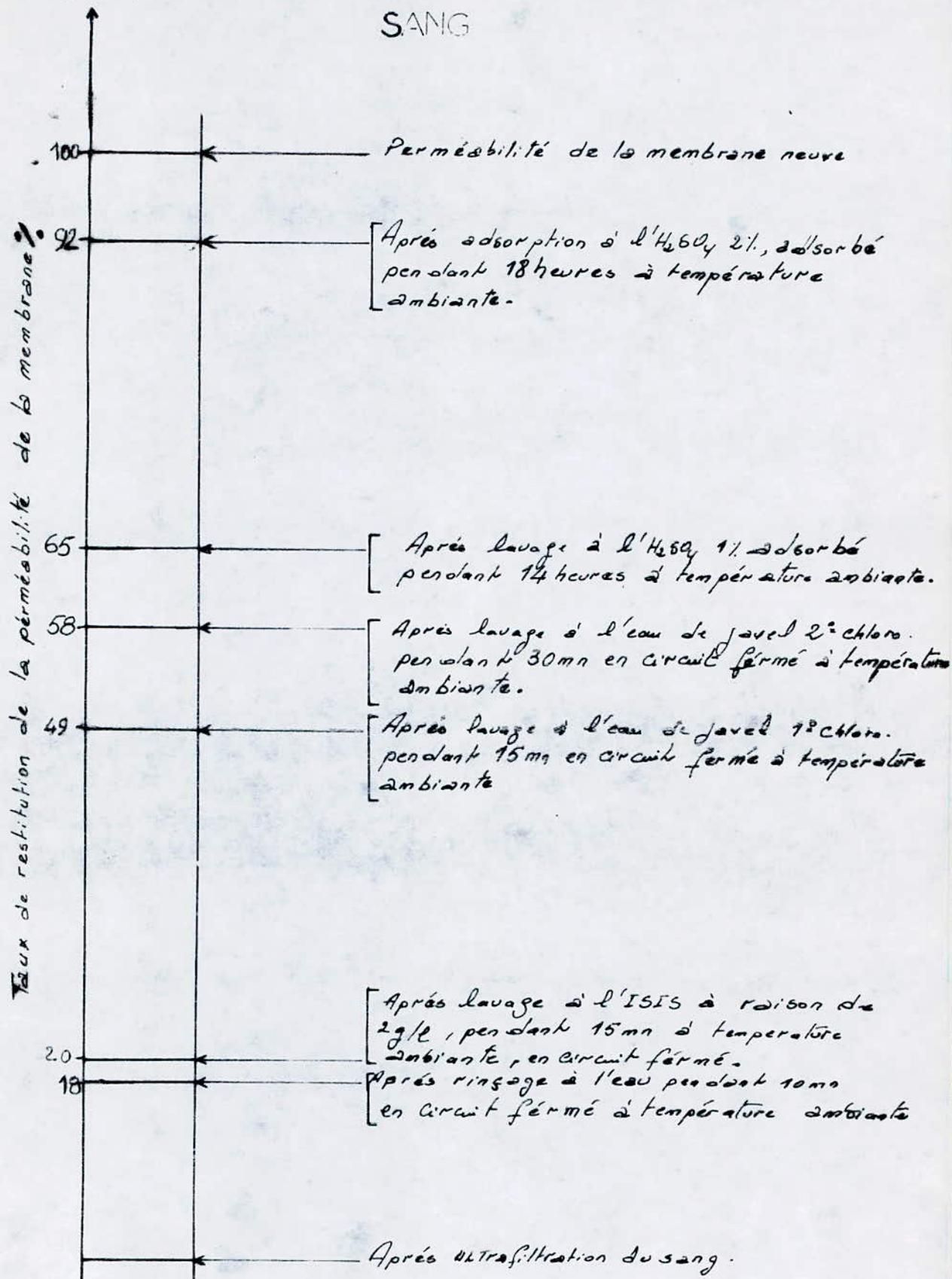
Les résultats de l'essai de lavage sont représentés sur la fig(VI-2). On voit, d'après cette figure, que le nettoyage à l'aide d'un détergent ISIS puis à l'eau de javel à 1 degré chlorométrique et ensuite à 2 degrés chlorométriques en circuit fermé à une température et une vitesse de recirculation respectivement de  $20^\circ\text{C}$  et  $2,9 \text{ m/s}$  pendant une durée de 1,17 heures permet de restituer 58% de la perméabilité initiale.

Après cet essai, on a mis la membrane en contact avec l'acide sulfurique à 1% pendant environ 14 heures. La perméabilité de la membrane atteinte ne représente que 65% de la valeur initiale, soit une augmentation de seulement 10% par l'emploi d'acide sulfurique.

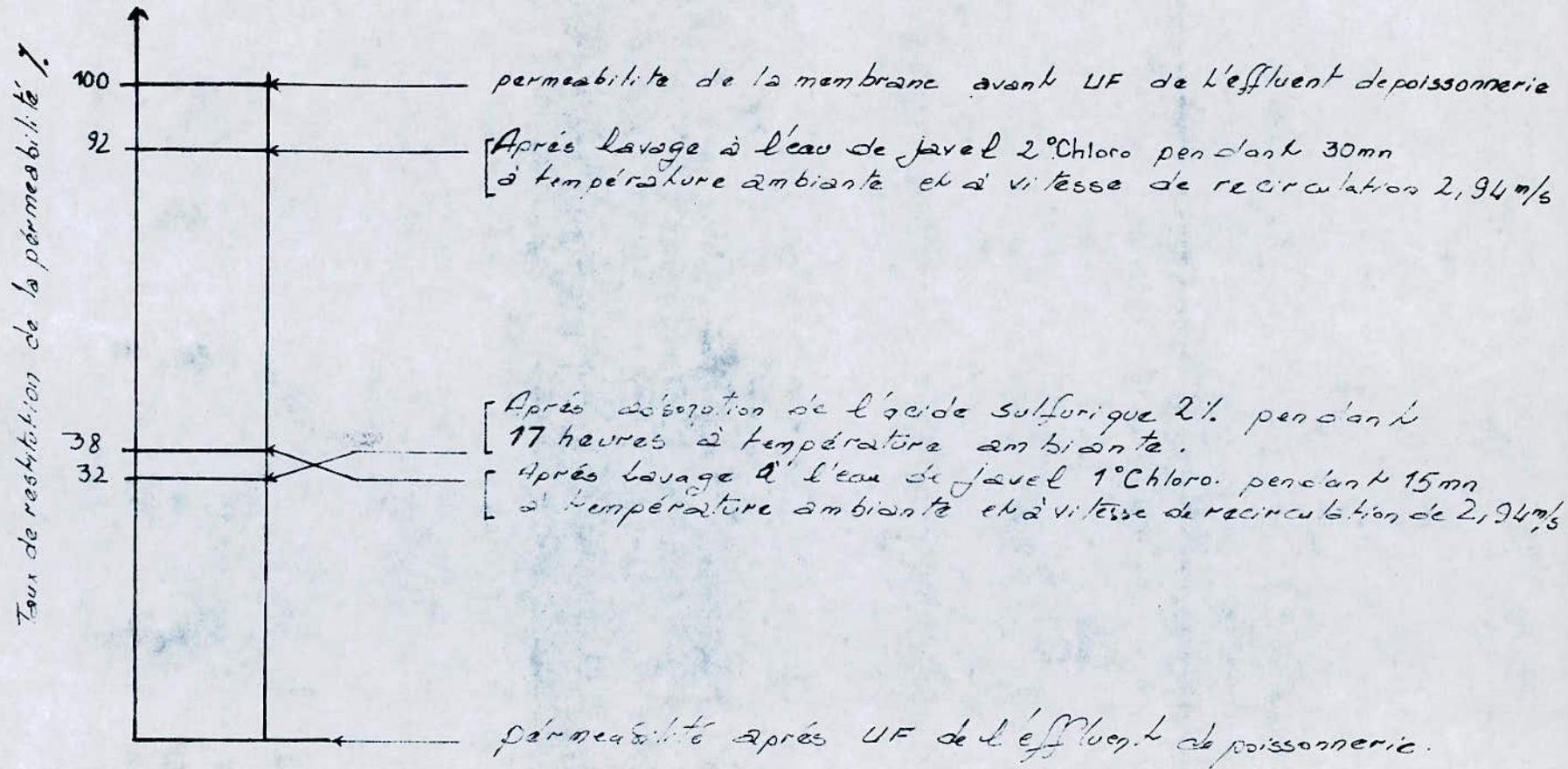
L'emploi de ces agents de nettoyage pendant ce temps relativement long ne semble pas suffire à la régénération de la membrane ce qui montre l'inefficacité du décolmatage probablement due à un colmatage excessive dû au conditions opératoires et essentiellement à la fragmentation des protéines par la pompe centrifuge.

#### VI.3.3/ REGENERATION DE LA MEMBRANE APRES ULTRAFILTRATION DES EAUX DE LAVAGE DE POISSONS:

fig(II-2): ESSAI DE LAVAGE APRES UF DU SANG



La vitesse de recirculation est maintenue à 2,49 m/s dans tous les cas.



Fig(vi-3): ESSAI DE LAVAGE APRES UF DE POISSONNERIE

Après l'étude du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire nous avons procédé à un essai de lavage qui se rapproche de celui décrit par ZIDOUNE [3] dans l'ultrafiltration du lactosérum.

Les résultats de cette essai sont représentés sur la fig (VI-3). Nous observons que cet essai a permis de retrouver 92% de la perméabilité de la membrane neuve. Seulement dans le cas de la régénération après l'essai de concentration, nous avons noté une augmentation de la perméabilité jusqu'à 38% par rapport à la perméabilité initiale. Cependant le contact de la membrane avec la solution d'acide sulfurique 2% a fait diminuer la perméabilité par rapport à celle trouvée après utilisation de NaClO.

Cet abaissement de la perméabilité prouve la persistance des corps étrangers tels que les résidus de la protéolyse dans les pores ou à la surface de la membrane, décrit par WATANABE et coll dans la première partie de ce chapitre.

Enfin, avec l'eau de javel à 2% on remarque que la perméabilité atteint environ 92% de sa valeur initiale.

#### VI.4/ CONCLUSION:

On notera que l'acide sulfurique malgré son efficacité ne peut être utilisé à l'échelle industrielle vu son aspect très corrosif qui peut être néfaste pour les installations et surtout pour les joints.

## BIBLIOGRAPHIE

- [1]: P. APTEL et J.M ESPENAN; *etude technico-economique comparative de deux procedes d'ultrafiltration.*
- [2]: P. JAOUEN; *etude des technique de separation par membrane dans le domaine des peches.THESE DE DOCTORAT. Nantes, 1989.*
- [3]: M.N ZIDOUNE, *etude de l'ultrafiltration des lactoserums sur membranes minerales.THESE DE DOCTORAT. Montpellier, 1983*
- [4]: M. CHERYAN, *ultrafiltration handbook. Technomic, 1986*

## CONCLUSION GENERALE

*Le travail présenté porte sur l'ultrafiltration du plasma sanguin et des eaux de lavage de poissons sur une cellule dynamique tubulaire et une cellule statique plane.*

*L'étude bibliographique développée dans le chapitre I mentionne la grande fluctuation de la production de ces deux effluents ainsi que l'absence d'un travail statistique de choix permettant de faire une évaluation raisonnable de ces effluents en vue de leur recyclage ou valorisation.*

*Bien que, dans ce chapitre, nous avons mentionné les différents paramètres influençant la collecte du plasma sanguin néanmoins un équipement permettant la récolte de ce sang en vue d'une valorisation, doit se reposer sur, certains critères d'hygiène et de société.*

*Dans le deuxième chapitre nous avons cité les différentes propriétés des protéines des deux effluents ainsi que les procédés de valorisation. Une étude scientifique visant à récupérer les concentrats de protéines après UF et à les transformer en poudre est indispensable si on veut parler d'une valorisation réelle.*

*Le troisième chapitre traite sur les procédés à membrane. Des travaux ont montré la complexité des phénomènes intervenant dans le transfert du solvant tel que le colmatage, bien que le procédé d'UF soit simple. Une étude d'optimisation des paramètres opératoires est impérative pour une meilleure rentabilité économique.*

*Deux types de membranes sont utilisées, une membrane*

minérale TECHSEP et une membrane organique IRIS 3038 de Rhône Poulenc.

Les résultats ont montré que l'adsorption réduit considérablement la perméabilité des membranes. L'adsorption constitue avec la formation de gel et le bouchage mécanique des pores le phénomène de colmatage. Cette perméabilité décroît aussi au cours de l'opération d'ultrafiltration de la solution plasmique et ne se stabilise qu'à une durée supérieure à trois heures (cas de la membrane organique).

La station d'ultrafiltration des solutions protéiques doit répondre à certaines exigences tels que: le choix des pompes à utiliser et celui de la surface d'échange dans l'échangeur de chaleur. L'ultrafiltration d'une solution plasmatique (80 g/l) ne peut se faire sur une station à pompe centrifuge et où la température ne peut être maîtrisée.

Dans le but d'améliorer notre installation nous suggérons l'installation d'une pompe à rotation axiale au lieu de la pompe centrifuge ainsi que le montage d'un système de contrôle de température du fluide à l'intérieur du circuit suivant le schéma du pont Wheatston.

Les essais de concentrations réalisés au cours de notre expérimentation dans les deux cas de membranes et d'effluents ont donné des facteurs de concentration volumique faibles pour des durées de quatre (4) heures. Il serait donc intéressant de réaliser ces expériences pour un temps d'ultrafiltration plus important.

Dans la partie traitant le lavage des membranes minérales la restitution à plus de 90% de la perméabilité a été possible en utilisant l'hypochlorite de sodium ( $\text{NaClO}$ ) et l'acide sulfurique ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), il est important de signaler que ce dernier n'est pas pratique à l'échelle industrielle en raison de sa corrosivité.

*En plus de la régénération de la membrane a base d'eau de javel nous recommandons l'installation d'un circuit de lavage indépendant du circuit d'ultrafiltration par le biais d'un système a vannes afin d'éviter l'adsorption d'éléments chimiques sur les parois ainsi que l'accumulation de ces produits dans les volumes morts des pompes.*

A N N E X E

## ANNEXE 1

### MODES OPERTOIRES

#### A/ MESURE DE LA PERMEABILITÉ DE LA MEMBRANE ( $L_p$ ):

Cette valeur est donnée par la relation de darcy, décrite dans le chapitre (III),

$$J_v = L_p \Delta P .$$

La perméabilité  $L_p$  est donnée par la pente de la droite représentant  $J_v$  en fonction de  $\Delta P$ . Le débit de perméat est mesuré par empotage d'un certain volume fixé et ce, après avoir d'abord fait circuler l'eau dans le circuit pendant 10 minute puis arrêté la circulation.

#### B/ TRACAGE DE $J_v$ EN FONCTION DE $\Delta P$ :

On remplit tout d'abord le réservoir d'alimentation en amont du circuit par la solution à étudier, on remplit ensuite le circuit d'ultrafiltration à l'aide de la pompe doseuse et on actionne la pompe centrifuge, la vitesse de recirculation est fixée à l'aide du débitmètre.

Pour la mesure du débit de perméat, à chaque vitesse on fait des empôtages successifs de perméat et ce, à des pressions variables.

#### C/ TRACAGE DE $J_v$ EN FONCTION DE LA CONCENTRATION:

On remplit le réservoir d'alimentation d'un volume de solution connu. Pour réaliser la concentration de notre effluent, on ne recircule pas le perméat.

L'expérience consiste à réaliser l'ultrafiltration de notre échantillon pendant une certaine durée au cours de laquelle on mesure le débit du perméat par empotage et on fait des prélèvements de concentrat pour voir l'évolution de la concentration avec le temps .

Le facteur de concentration est donné par le rapport du volume initial de la solution et du volume final après concentration

#### D/ METHODES D'ANALYSES:

Pour la mesure des concentration en protéines , on a utilisé la méthode de biuret, qui consiste à ajouter à 1 ml de notre echantillon 4 ml du réactif de cornall, ensuite à laisser le mélange dans l'obscurité pendant une demi-heure et enfin à mesurer la concentration sur un spectrophotometre. La courbe d'étalonnage est tracée auparavant. ( $\lambda = 540 \text{ nm}$ )

Le reactif de cornall est préparé à partir des produits suivants:

- $\text{CuSO}_4, 5\text{H}_2\text{O}$  5g dans 250ml d'eau distillée,
- Tartrate double de sodium et de potassium:6g dans 250ml d'eau distillée,
- NaOH:300ml à 10% .

Ces trois solutions sont melangées et complétées à un litre par de l'eau distillée.

ANNEXE 2

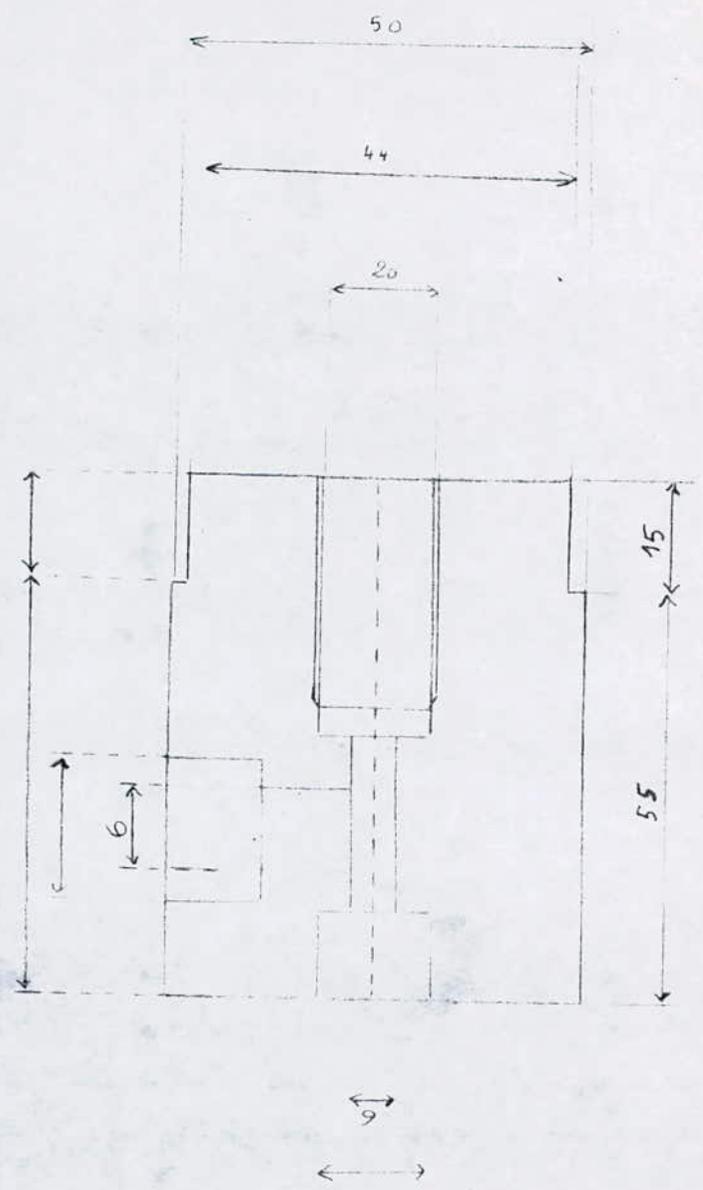
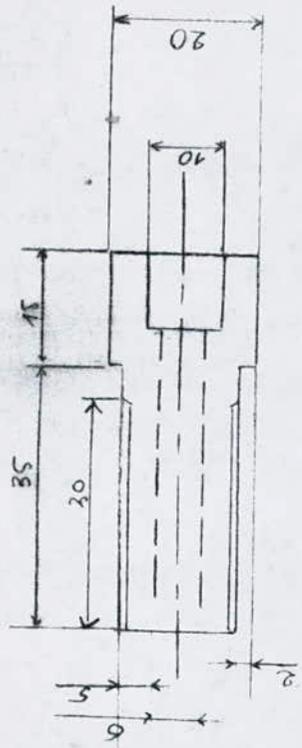
PRODUCTION QUOTIDIENNE DE L'ABATTOIR D'EL-HARRACH

	tetes a batus	volume de sang récolté(1)
bovins	25	450
ovins	200	350

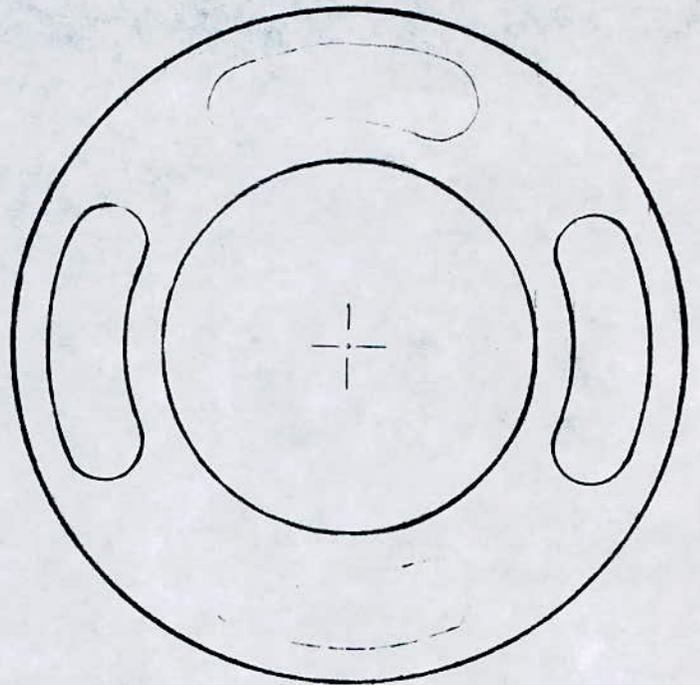
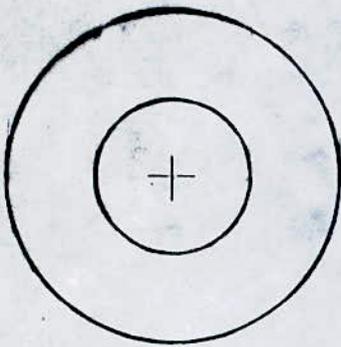
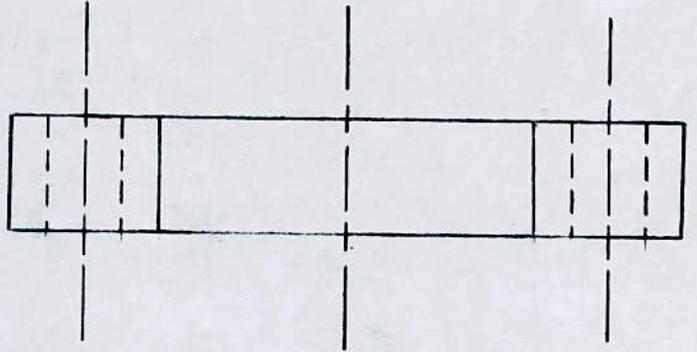
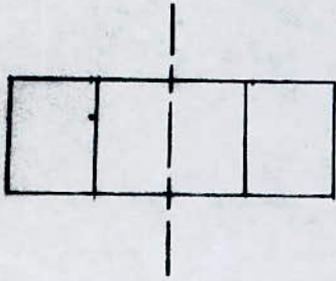
Le volume total de sang recueilli quotidiennement est de 800 l , après centrifugation on recueille 480 l de plasma qui représente 60% du volume total du sang.

## Annexe 3

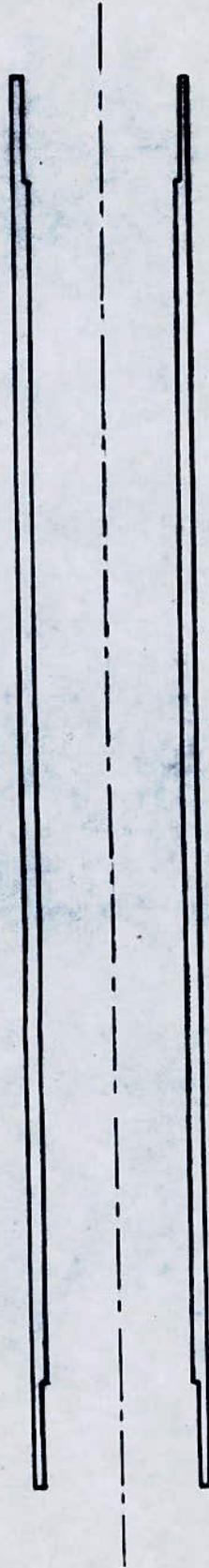
Schema developpé de La cellule tubulaire  
d'ULtrafiltration



Echelle : 1:1



elle 1:1



Echelle 1/2