

1/94

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التربية الوطنية

MINISTERE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

الدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة - BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

DEPARTEMENT DU GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

TRAITEMENT DES EAUX DE
SURFACE PAR LES
TECHNIQUES MEMBRANAIRES

Proposé par :
Mr. DROUCHE
Mr. MAMER

Etudié par :
Mr. BENACER Rachid

Dirigé par :
Mr. DROUCHE
Mr. MAMER

PROMOTION 1994



DEDICACES

Je dédie ce modeste travail à:

ma mère,

ma soeur et mon frère,

ma famille,

mes amis, et mes proches.

REMERCIEMENTS

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Je tiens à remercier tout particulièrement mon promoteur Mr Derouiche et mon copromoteur Mr Mameri, qui ont su me diriger et me conseiller.

Je tiens à remercier B.Sofiane et B.Yacine qui m'ont apporté toute leur aide et tout leur soutien.

Je tiens à remercier aussi Mrs Lounici, Yeddou et Mazighi pour leurs conseils.

Je tiens à remercier mes amis ainsi que les étudiants de ma promotion et les post-graduants de mon département pour la bonne entente et pour leur soutien.

Je tiens enfin à remercier tous les enseignants ayant contribué à ma formation.

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION	9
CHAPITRE I : PROCEDES DE FABRICATION D'EAU POTABLE	13
I.1 - Introduction	13
I.2 - Description d'une chaîne classique de production d'eau potable	14
I.3 - Description d'une chaîne de production d'eau potable utilisant les techniques membranaires	14
I.4 - Utilisation des techniques membranaires pour le traitement des eaux	16
CHAPITRE II : LES TECHNIQUES MEMBRANAIRES DE FILTRATION	18
II.1 - Introduction	18
II.2 - Définition d'une membrane	20
II.3 - Principe de la filtration par membrane	20
II.4 - Différents types de membranes	20
II.4.1 - Classement selon la structure géométrique	20
* Les membranes homogènes	20
* Les membranes asymétriques	20
* Les membranes composites	22
II.4.2 - Classement selon la nature chimique	22
II.5 - Caractéristiques des membranes	23
II.5.1 - Seuil de coupure d'une membrane	23
II.5.2 - Perméabilité d'une membrane	25
II.6 - Les modules	25
II.7 - Les appareils de filtration et leur fonctionnement	27
II.7.1 - Le taux de conversion γ	28
II.7.2 - Le facteur de concentration FC	28
II.7.3 - Le passage global de sels PS	29
II.8 - Modes de fonctionnement des appareils de filtration	29
II.8.1 - Fonctionnement en régime discontinu en boucle ouverte	29

II.8.2 - Fonctionnement en régime discontinu en boucle fermée	29
II.8.3 - Fonctionnement en régime semi-continu en boucle fermée	29
II.8.4 - Fonctionnement en régime continu mono-étagé	32
II.8.5 - Fonctionnement en régime continu multi-étagé	32
II.9 - Phénomènes de transfert au niveau d'une membrane	32
II.9.1 - L'osmose et l'osmose inverse	32
II.9.2 - La polarisation de concentration	34
* Conséquences du phénomène de polarisation de concentration	34
II.9.3 - Le colmatage	38
* Conséquences du colmatage de la membrane	38
II.10 - Les paramètres intervenant dans les phénomènes de transfert	40
II.11 - Mécanismes de transferts au niveau d'une membrane	43
II.11.1 - Loi de Poiseuille	43
II.11.2 - Loi de Darcy	43
II.11.3 - Le modèle du film	46
II.11.4 - Le modèle osmotique	49
II.11.5 - Modèle des résistances en série	51
II.12 - Amélioration du procédé d'ultrafiltration	52
II.12.1 - Les promoteurs de turbulence	52
- Les promoteurs de turbulence fixes	52
- Les promoteurs de turbulence mobiles	54
II.12.2 - Les débits pulsés	54
II.12.3 - Les ultrasons	54
II.12.4 - Les modules tournants	54
II.12.5 - Champs électriques ou électro-ultrafiltration	55
II.13 - Complexation - ultrafiltration	55
CHAPITRE III : MATERIEL UTILISE ET MODE DE FONCTIONNEMENT	58
III.1 - Introduction	58
III.2 - Description et mode de fonctionnement du matériel utilisé pour la microfiltration	58
III.3 - Description et mode de fonctionnement du matériel utilisé pour l'ultrafiltration	58
III.3.1 - La membrane	61

- La couche active	61
- Le support	61
III.3.2 - Le module	63
III.3.3 - Fonctionnement de l'appareil d'ultrafiltration	63
III.3.3.1 - Fonctionnement en régime discontinu et boucle ouverte	63
III.3.3.2 - Fonctionnement en régime discontinu et boucle fermée	63
CHAPITRE IV : RESULTATS ET INTERPRETATIONS	65
IV.1 - Introduction	65
IV.2 - Analyses physico-chimiques et biologiques	66
IV.2.1 - La température	66
IV.2.2 - La turbidité	66
IV.2.3 - La couleur	66
IV.2.4 - Le pH	67
IV.2.5 - Les chlorures	67
IV.2.6 - Les nitrates	67
IV.2.7 - Les métaux	67
IV.2.8 - L'ammonium	67
IV.2.9 - La dureté	67
IV.2.10 - La demande biologique en oxygène (DBO5)	68
IV.2.11 - La demande chimique en oxygène (DCO)	68
IV.2.12 - Les germes	68
IV.3 - Microfiltration sur papier Watman 0,7 µm	68
IV.4 - Ultrafiltration sur membrane CERAVER 500 Å	70
IV.4.1 - Détermination de la perméabilité à l'eau de la membrane neuve	71
IV.4.1.1 - Influence de la température sur la perméabilité à l'eau de la membrane neuve	72
IV.4.2 - Influence des paramètres hydrodynamiques sur le débit de perméat	74
IV.4.2.1 - Influence de la pression transmembranaire et de la vitesse de recirculation sur le flux de perméat	74
IV.4.2.2 - Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge	80
IV.4.3 - Bilan économique	82
IV.4.4 - Essais de concentration	84

IV.4.4.1 - Evolution du taux de rejet dans le temps	84
IV.4.4.2 - Evolution du taux de conversion dans le temps	87
IV.4.4.3 - Evolution du facteur de concentration dans le temps	90
IV.4.4.4 - Evolution du passage de sel dans le temps	92
IV.4.5 - Calcul de la perméabilité à l'eau de la membrane après ultrafiltration de l'eau de surface	94
IV.4.6 - Analyses physico-chimiques et biologiques du perméat	96
IV.4.7 - Régénération de la membrane	98
IV.4.7.1 - Procédés de régénération des membranes	100
IV.4.7.2 - Méthodes antérieures de régénération	100
IV.4.7.3 - Protocole de nettoyage de la membrane	101
CONCLUSION	105
ANNEXE A	107
ANNEXE B	108
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	114
NOMENCLATURE	117

INTRODUCTION

Les exigences du développement économique et l'explosion démographique impliquent une exploitation accrue des ressources naturelles et une transformation importante et profonde de l'environnement, induisant une altération de l'équilibre naturel [1].

Les problèmes de l'environnement, longtemps ignorés par les gouvernements, n'ont cessé cependant d'être soulevés par les scientifiques et de nombreuses personnalités qui oeuvraient pour limiter les agressions de l'homme contre la nature.

En 1972, la conférence des Nations Unies sur l'Environnement de Stockholm (Suède) avait pour but de sensibiliser les dirigeants du monde entier sur les menaces qui pèsent sur la planète. Ce n'est pourtant que tardivement, lors de la conférence de Rio de Janeiro (Brésil) en 1992, que l'Algérie a fait sienne cette préoccupation, en créant la Commission Nationale de l'Environnement et du Développement Durable alors que la loi relative à l'environnement fût adoptée en 1983.

Parmi les problèmes de l'environnement évoqués, la sauvegarde des ressources en eau se situe au premier rang des priorités. A l'heure actuelle, l'utilisation globale de l'eau se chiffre à 250 m³ par an et par habitant. Sa transformation est importante, et elle atteint 1500 m³ pour un pays tel que les Etats Unis [2].

Par ailleurs, l'accroissement des populations et conséquemment des besoins en eau font que les consommations relatives ne cessent de croître, impliquant ainsi la nécessité de protéger cet élément indispensable à la survie et au bien

être de l'homme. L'utilisation excessive et inappropriée de l'eau entraîne un gaspillage de grandes quantités de cette ressource qu'on retrouve dans la nature chargée d'impuretés, polluant ainsi leur environnement d'accueil.

Principalement les polluants sont soit des agents physiques tels que les matières inertes, les huiles, les graisses, la chaleur et les matières radioactives, soit des agents chimiques tels que les matières organiques et inorganiques, soit des agents biologiques. L'origine de ces polluants est diverse, on en distingue notamment les effluents d'origine animale et humaine, les effluents industriels, les eaux de ruissellement et les contaminations industrielles [3].

Dans notre pays, les phénomènes de pollution des eaux s'étendent sans cesse dans l'espace et le temps, ainsi la majorité des bassins hydrauliques est polluée à des degrés variables. Les principaux cas de pollution observés aujourd'hui sont les suivants:

- les barrages de Benibehdel, Bougara, Bouhnifia Fergoug, Hammam Grouz, Ksob, Lakhel, prise de Habil et Ouzert.

- les nappes souterraines de la Mitidja, Brédeah, Saida et les nappes côtières de Jijel.

- les cours d'eau de Chlef, Soummam, Tafna, Mekker, Kebri, Rhumel et Seybouse, où l'on relève à titre indicatif pour ce dernier, 25 000 000 m³ d'eau usées urbaines et industrielles rejetées en mer après avoir abreuvé les terres et alimenté le cours d'eau en question.

Face à cette situation, une action soutenue et accompagnée d'une volonté politique doit être menée pour réduire les causes et les effets de la pollution de l'eau. Ainsi l'état, les collectivités locales mais également chaque citoyen doivent conjuguer leurs actions en vue de la dépollution et de la protection de l'environnement d'une manière générale, et de l'eau en particulier.

Par ailleurs, il devient impératif de contenir et de stopper cette dangereuse régression de la qualité de nos ressources en eau qui menace le devenir de notre pays, et de veiller ainsi à la sauvegarde de nos richesses aquifères. Celle-ci passe obligatoirement par la mise en oeuvre de

procédés d'épuration et de dépollution des eaux qui font appel à des chaînes de traitement dont l'efficacité et la rentabilité restent à optimiser.

Parmi les chaînes de traitement les plus récentes et les plus évoluées, plusieurs font appel à des techniques membranaires. L'optimisation de ces dernières, dans un objectif d'application à l'échelle industrielle, nécessite la poursuite des efforts de recherche à l'échelle pilote.

Le présent Projet de Fin d'Etudes représente une tentative d'amélioration des performances d'une chaîne de traitement en substituant certains procédés classiques par des techniques membranaires, et entre dans le cadre d'un traitement d'une eau de surface à l'échelle pilote. Il portera donc sur:

- l'évolution des techniques employées pour le traitement de l'eau;
- la description des procédés des techniques membranaires utilisées;
- la description du dispositif utilisé dans le cadre du projet de fin d'études;
- les essais de filtration de l'eau de surface effectués sur ce dispositif ayant pour but de déterminer les conditions opératoires optimales garantissant un traitement efficace, à moindre coût et répondant aux normes de potabilité;
- la présentation des résultats concernant ces essais avec leurs interprétations;
- la conclusion sur le traitement effectué.

CHAPITRE I

PROCEDES DE FABRICATION D'EAU POTABLE

I.1 - Introduction :

Dans la nature, les ressources en eau sont de deux types: les eaux continentales qui comprennent les eaux de surface (lacs, oueds, fleuves, barrages et rivières) et les eaux souterraines (nappes aquifères et nappes profondes), et les eaux intercontinentales (mers et océans) [3].

L'utilisation de ces ressources, vue leur éventuelle pollution, est précédée d'une étape obligatoire qui est le traitement de l'eau. Ce traitement doit permettre de remédier aux divers problèmes de pollution et de répondre aux exigences et aux normes de potabilité actuelles. Il faut donc pouvoir fournir au consommateur une eau de qualité variable suivant son utilisation, et en quantité suffisante. Ces normes de potabilité de l'eau peuvent être trouvées en Annexe A.

Les traitements des eaux ont très longtemps relevé de la physico-chimie (traitements classiques), mais leurs limites n'empêchaient pas la subsistance de micro-organismes représentant un risque de pollution (Salmonella Typhi responsable de la typhoïde, Vibrio Cholerae responsable du choléra...) [4]. Par ailleurs, de tels traitements impliquent l'ajout systématique de réactifs entraînant la formation de produits secondaires néfastes (ajout de coagulants à base de fer et d'aluminium et formation de boues toxiques) qui mettent en défaut l'hygiène et la sécurité du consommateur [5].

Tout ceci amena à l'évolution d'une législation de plus en plus sévère en ce qui concerne les normes de potabilité, et à l'amélioration des traitements soit par la substitution des produits utilisés par d'autres ne représentant aucun risque de pollution, soit par la substitution de certains procédés (par

exemple nanofiltration au lieu de coagulation, floculation...).

I.2 - Description d'une chaîne classique de production d'eau potable :(Fig I.1)

Principalement, la chaîne classique de production d'eau potable comprend [3] & [4]:

- Un traitement préliminaire de nature physique où a lieu un dégrillage qui a pour but d'éliminer les éléments solides de diamètre supérieur à 3 mm.

- Un traitement chimique où s'effectuent la floculation, la coagulation et la décantation.

- Un traitement principal de nature physique où a lieu une filtration sur sable et anthracite. A ce stade, l'eau est parfaitement clarifiée.

- Un traitement de polissage où s'opère la désinfection par divers oxydants tels que le chlore.

- Enfin, un traitement supplémentaire où a lieu l'adoucissement, la correction du pH, etc...

Généralement, le traitement de polissage consiste en une chloration qui permet de parer à d'éventuels problèmes, tels que les contaminations, pouvant survenir dans le réseau de distribution ou lors du stockage de l'eau [7].

Le souci et la nécessité d'améliorer les procédés classiques de traitement a permis à certaines techniques (résines échangeuses d'ions, membranes de filtration...) de voir le jour dans les chaînes de production d'eau potable.

I.3 - Description d'une chaîne de production d'eau potable utilisant les techniques membranaires:(Fig I.2)

Le but recherché par l'utilisation des techniques membranaires dans les chaînes de traitement est la suppression des traitements chimiques nécessitant l'ajout de réactifs qui peuvent entraîner une dégradation de la qualité de l'eau, une nette amélioration de la qualité du traitement, un plus faible coût de production et une simplification de la chaîne de traitement [4]. Celle-ci comprend principalement:

- Un traitement préliminaire comme dans le cas d'une

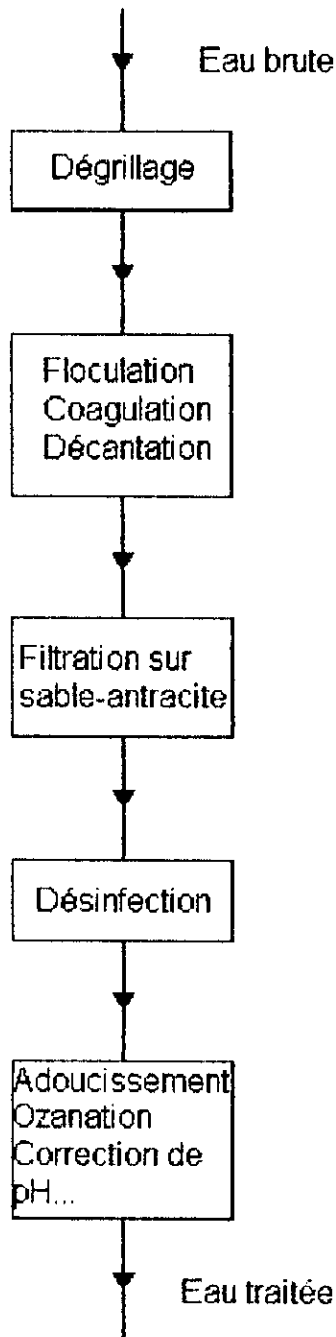
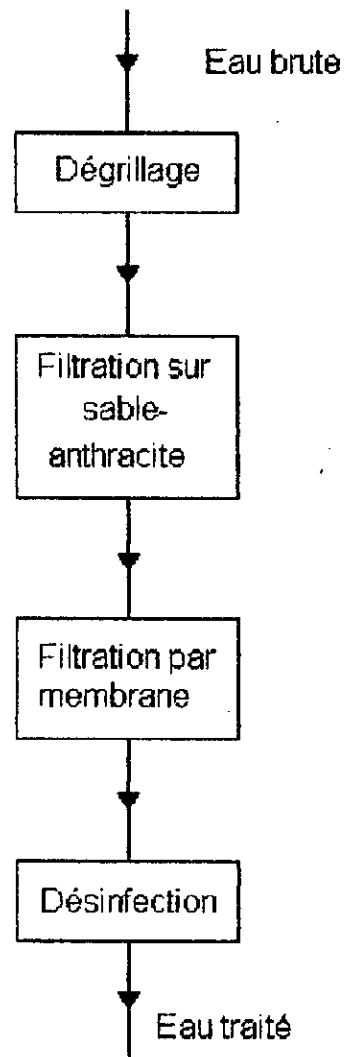


fig I.1 : Chaine classique de production d'eau potable



figI.2 : Chaine de production d'eau potable utilisant une technique membranaire

chaîne classique.

- Un traitement de nature physique où a lieu une filtration sur sable suivie d'une filtration par membrane.

- Un traitement de polissage où a lieu la désinfection comme dans le cas d'une chaîne classique.

Comme cité plus haut, la chaîne de traitement classique nécessite une succession de procédés physico-chimiques mettant en jeu des réactifs. Par contre l'ultrafiltration permet sans aucune addition d'aboutir à de meilleurs résultats.

Les membranes éliminent davantage les petites molécules dissoutes, les micropolluants, les précurseurs de trihalométhanes et les acides humiques et fulviques. Elles éliminent aussi le carbone organique dissout biodégradable qui est un nutriment (substance alimentaire assimilée directement et sans aucune transformation) aux bactéries, de ce fait le développement de biofilm est amoindri, ce qui a pour effet de réduire le taux de chloration final lors du traitement de polissage. Par ailleurs cette réduction des chlores diminue davantage la formation de substances toxiques (trihalométhanes) issues d'une réaction chimique entre le chlore utilisé et les substances humiques telles que les acides humiques et fulviques [4].

I.4 - Utilisation des techniques membranaires pour le traitement des eaux:

Les techniques membranaires pour le traitement des eaux trouvent de nombreuses applications que ce soit à l'échelle pilote ou à l'échelle industrielle. Parmi elles, nous citerons:

- Lors du traitement des eaux résiduaires urbaines, l'étape d'épuration biologique des procédés classiques est remplacée par le procédé d'ultrafiltration assurant ainsi la rétention des bactéries et des virus et donnant une eau presque stérile [8] & [9].

- Dans les industries électroniques, l'espace entre deux composants est de l'ordre du micromètre. L'eau utilisée pour le lavage lors des opérations de gravure des composants doit de ce fait être exempte de toute particule de taille

supérieure à 0,1 μm . Cette eau est obtenue par ultrafiltration [10].

- Dans les industries pharmaceutiques, la préparation d'eau stérile et apyrogène, qualité indispensable à la préparation des solutions injectables, est obtenue par ultrafiltration [10] & [11].

- Dans certaines stations d'épuration d'eau de rivière, telle que celle d'Auvers sur Oise (France), l'eau potable est obtenue par nanofiltration [4].

- Dans certaines centrales d'épuration d'eau de mer, telle que celle de Riyadh (Arabie Séoudite), la potabilisation de l'eau est assurée par osmose inverse [12].

- La production d'eau de très haute qualité, dans certaines industries électroniques, pharmaceutiques, nucléaires etc..., est effectuée par osmose inverse [12].

Il existe bien sûr quantité d'autres applications des techniques membranaires, et celles citées ci-dessus ne le sont qu'à titre indicatif.

CHAPITRE II

LES TECHNIQUES MEMBRANAIRES DE FILTRATION

II.1 - Introduction :

Les techniques membranaires, comme leur nom l'indique, sont des procédés utilisant une membrane pour la séparation des composants d'un fluide. Elles sont classées suivant les mécanismes de transfert qui ont lieu au niveau de la membrane. Ces mécanismes sont classés en trois familles (Fig II.1) [13]:

* Les mécanismes de filtration: ils concernent les membranes de filtration ou semi-perméables et ils regroupent les procédés suivants:

- l'osmose inverse;
- la nanofiltration;
- l'ultrafiltration;
- la microfiltration.

* Les mécanismes de perméation: ils regroupent les procédés suivants:

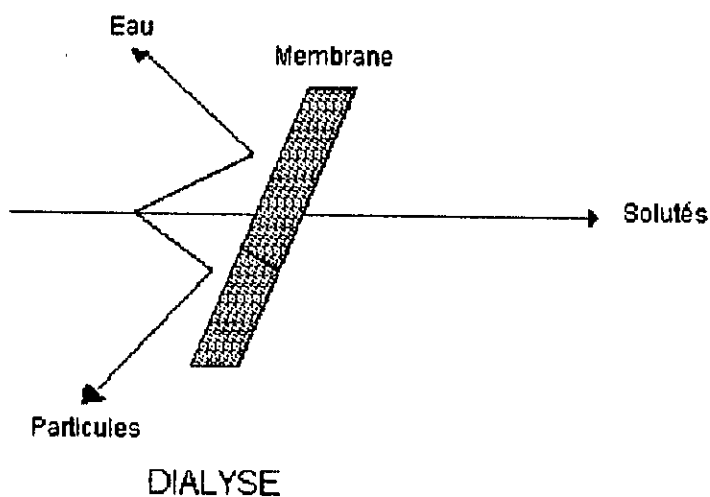
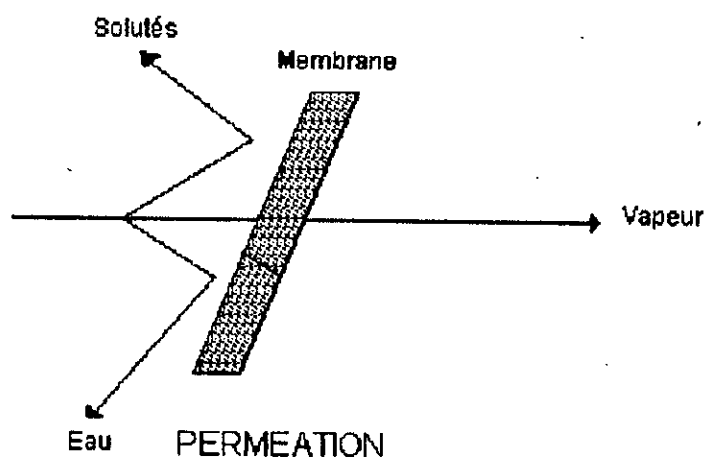
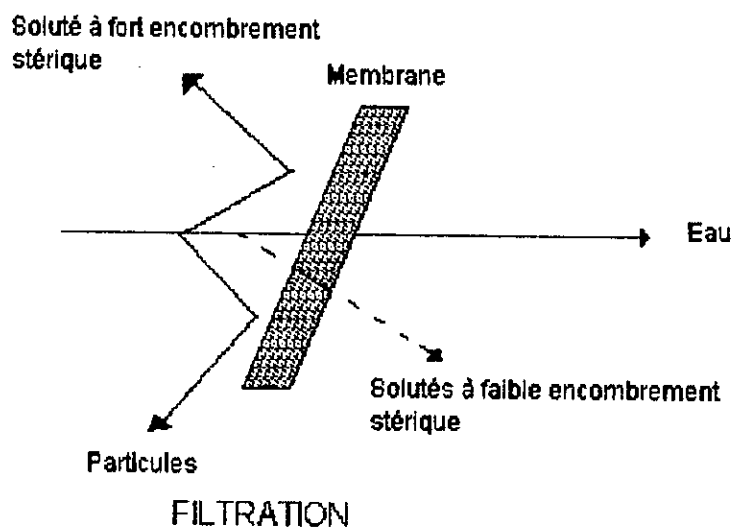
- la perméation gazeuse;
- la pervaporation;
- la distillation sur membrane.

* Les mécanismes de dialyse: ils concernent les membranes de dialyse et ils regroupent les procédés suivants:

- la dialyse simple;
- l'électrodialyse;
- la piézodialyse.

Conformément au plan de travail du présent projet, seuls les mécanismes de filtration seront étudiés.

Dans ce chapitre, nous allons donc définir les principaux composants des appareils de filtration (membranes et modules) et leurs modes de fonctionnement. Nous traiterons ensuite des phénomènes et mécanismes de transferts au niveau d'une



FigII.1 : Mécanismes de transfert au travers des membranes

membrane de filtration.

II.2 - Définition d'une membrane :

Est appelé membrane tout matériau qui, sous la forme de paroi mince, a la propriété d'opposer une résistance sélective au transfert des différents constituants d'un fluide et donc de permettre la séparation de certains éléments composant ce fluide [4].

II.3 - Principe de la filtration par membrane :

Les procédés de filtration par membrane ont pour principe la séparation d'éléments d'un fluide traversant une membrane. Cette séparation se fait par tamisage mécanique, une solution traverse la membrane par convection sous l'effet d'un gradient de pression, seuls les éléments ayant un diamètre inférieur au diamètre des pores de la membrane traversent cette dernière (Fig II.2) [13] & [14].

II.4 - Différents types de membranes :

Les membranes peuvent être classées selon que l'on considère leur structure géométrique ou la nature chimique du matériau de base les constituant.

II.4.1 - Classement selon la structure géométrique :

Ce classement différencie entre trois types de membranes représentées dans la figure (Fig II.3) [4][13] & [16]:

* Les membranes homogènes: ce sont des parois percées de trous quasi-cylindriques. Elles sont obtenues, en général, par une technique de bombardement suivie d'une attaque chimique.

* Les membranes asymétriques: elles sont préparées en une seule étape et à partir du même matériau de base. Elles sont composées de deux couches:

- une couche permsélective réduite à une peau très fine, elle limite la résistance au transfert qui est proportionnelle à l'épaisseur de cette couche;

- une couche plus épaisse que la première dont le diamètre des pores est plus important. Cette couche assure de bonnes propriétés mécaniques à la membrane sans freiner pour autant

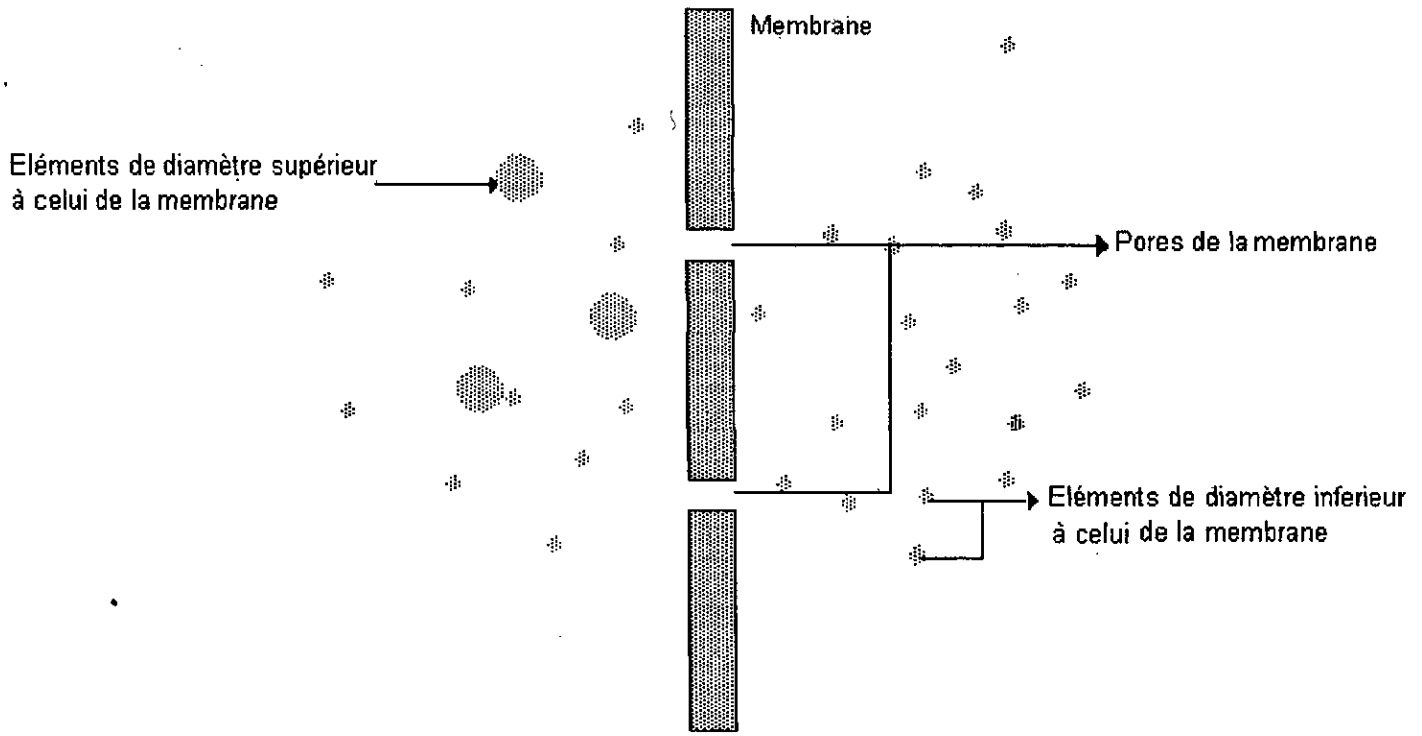


Fig II.2 : Transfert d'éléments au niveau d'une membrane

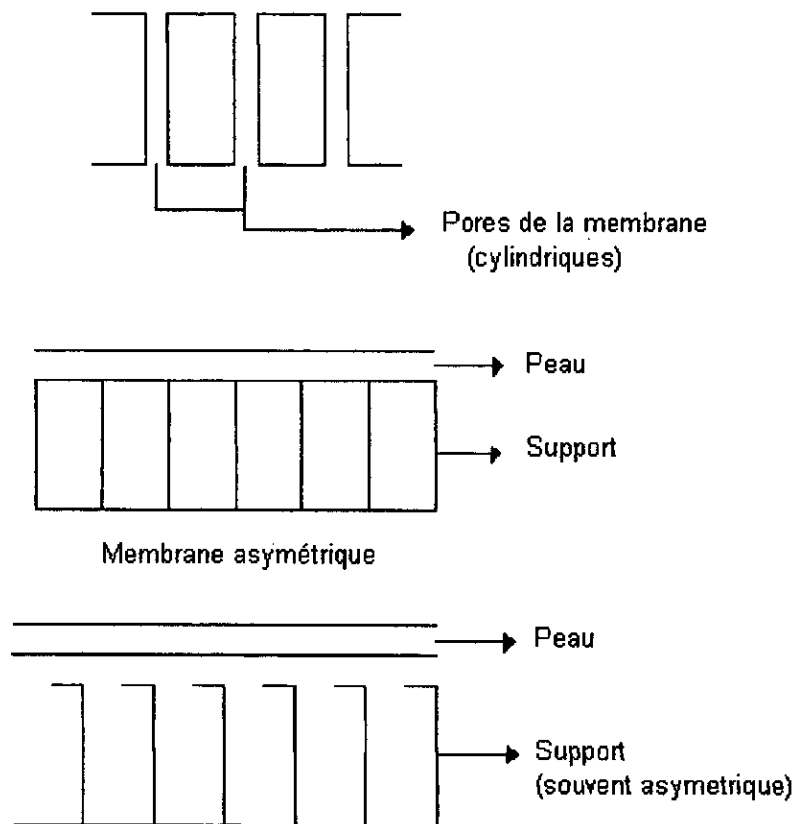


Fig II.3 : Membranes de filtration

le débit du fluide la traversant.

L'intérêt de la structure asymétrique réside dans le fait que les particules à séparer sont retenues en surface et non à l'intérieur des pores de la membrane.

* Les membranes composites: d'apparition récente, ces membranes comprennent:

- une peau permselective comme pour les membranes asymétriques;
- un support poreux, lui même souvent asymétrique.

La structure de ces membranes permettent d'utiliser au mieux les propriétés de chaque matériau qui sont:

- * une bonne sélectivité pour la peau;
- * de bonnes propriétés mécaniques pour le support.

II.4.2 - Classement selon la nature chimique :

Dans ce classement on distingue deux types de membranes:

- les membranes minérales;
- les membranes organiques.

Chacune d'elles a ses avantages qui sont [15]:

* Pour les membranes minérales:

- une meilleure tenue à la température, à la pression et au PH;
- une meilleure résistance à l'érosion;
- une meilleure conservation à l'air;
- une possibilité de stérilisation à la vapeur;
- une insensibilité aux bactéries;
- l'acceptation de tout type de liquide, chargé ou non, et sans prétraitement;
- une meilleure possibilité de décolmatage par pression inverse au sens de travail;
- une meilleure possibilité au nettoyage chimique.

* Pour les membranes organiques:

- un rapport encombrement - surface disponible plus faible;
- une possibilité de travail avec une vitesse de circulation plus faible, ce qui n'est pas le cas pour les membranes minérales;
- une plus importante diminution de la turbidité des eaux

filtrées lors du traitement;

- une consommation d'énergie plus faible;
- une meilleure aptitude au décolmatage;

II.5 - Caractéristiques des membranes:

Toute membrane est principalement caractérisée par sa perméabilité à l'eau pure et par son seuil de coupure.

II.5.1 - Seuil de coupure d'une membrane:

Deux définitions existent selon qu'on considère la masse ou la taille de la molécule retenue.

Définition 1: Le seuil de coupure d'une membrane est la plus petite masse molaire correspondant à une rétention du soluté. Cette rétention est soit totale soit supérieure à une référence donnée [14].

Définition 2: Le seuil de coupure d'une membrane est la taille du soluté de plus faible masse rejeté par la membrane [13].

La figure (Fig II.4) nous donne un aperçu sur les seuils de coupure des membranes de chaque procédé de filtration ainsi que sur les espèces leur correspondant. Elle nous permet aussi la comparaison des possibilités de filtration des techniques membranaires et des procédés de filtration classiques.

Cette notion de seuil de coupure n'est qu'indicative car celui-ci dépend des conditions du milieu (pH, température...) [13].

En fait, le seuil de coupure d'une membrane est obtenu à partir de la courbe de rétention d'un soluté donné, laquelle représente la variation du taux de rejet de la membrane en fonction de la masse molaire du soluté traversant celle-ci (Fig II.5).

Le taux de rejet R est défini comme étant la fraction de soluté retenue par la membrane [16], il est donné par la relation:

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_e} \quad (\text{II.1})$$

C_e : concentration initiale [mole/l];

C_p : concentration du perméat [mole/l];

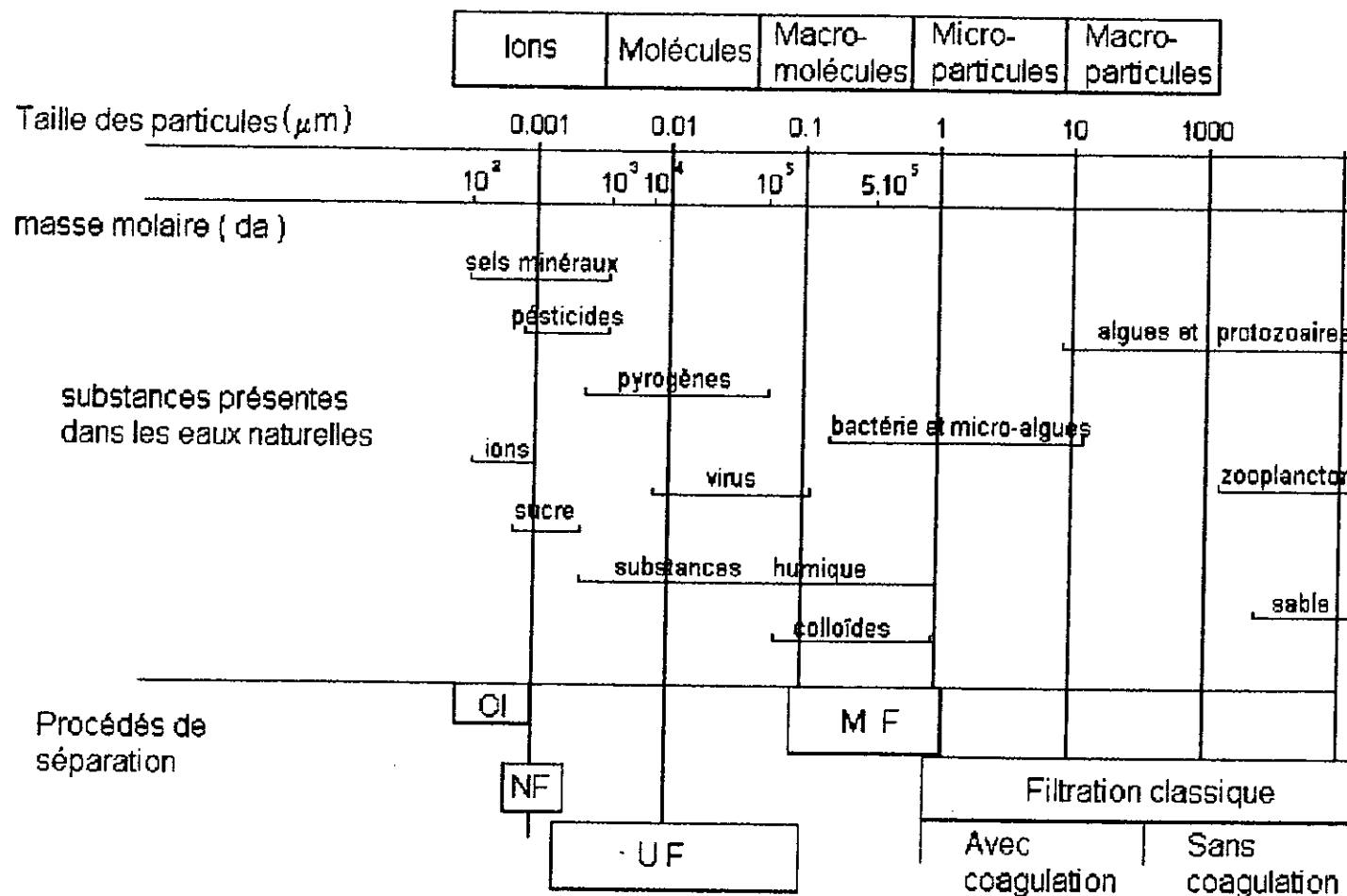


Fig II 4 : Domaines d'actions des différents procédés de séparation

Certains auteurs (Mameri [17] et Zeman [18]) considèrent la concentration réelle en amont de la membrane qui est C_m et ainsi le taux de rejet s'écrit:

$$R_{\text{réel}} = 1 - \frac{C_p}{C_m} \quad (\text{II.2})$$

II.5.2 - Perméabilité d'une membrane:

Elle est définie comme le flux d'eau pure qui traverse la membrane. D'après la loi de Darcy, la perméabilité de la membrane est donnée par la relation:

$$J_v = L_p DP \quad (\text{II.3})$$

- J_v : flux d'eau pure qui traverse la membrane [l/h m²];
- L_p : perméabilité de la membrane à l'eau pure [l/h m² bar];
- DP : pression transmembranaire [bar].

Par ailleurs, la perméabilité dépend de la température et croît linéairement avec cette dernière (Fig II.6) [19].

II.6 - Les modules:

A l'échelle industrielle et à l'échelle pilote, les membranes sont en général disposées en modules. Ces derniers permettent d'atteindre deux objectifs essentiels [13]:

- limiter le phénomène de polarisation de concentration et le dépôt de particules en assurant une circulation suffisante du fluide à traiter au niveau de la membrane;
- avoir une surface d'échange maximale par unité de volume.

Par ailleurs, les modules facilitent le nettoyage des membranes et leur montage-démontage.

Les différents types de modules existants sont [20]:

- * les modules à plaques;
- * les modules spiraux;
- * les modules tubulaires;
- * les modules à fibres creuses.

La comparaison des différents modules est résumée dans le tableau (Tab II.1).

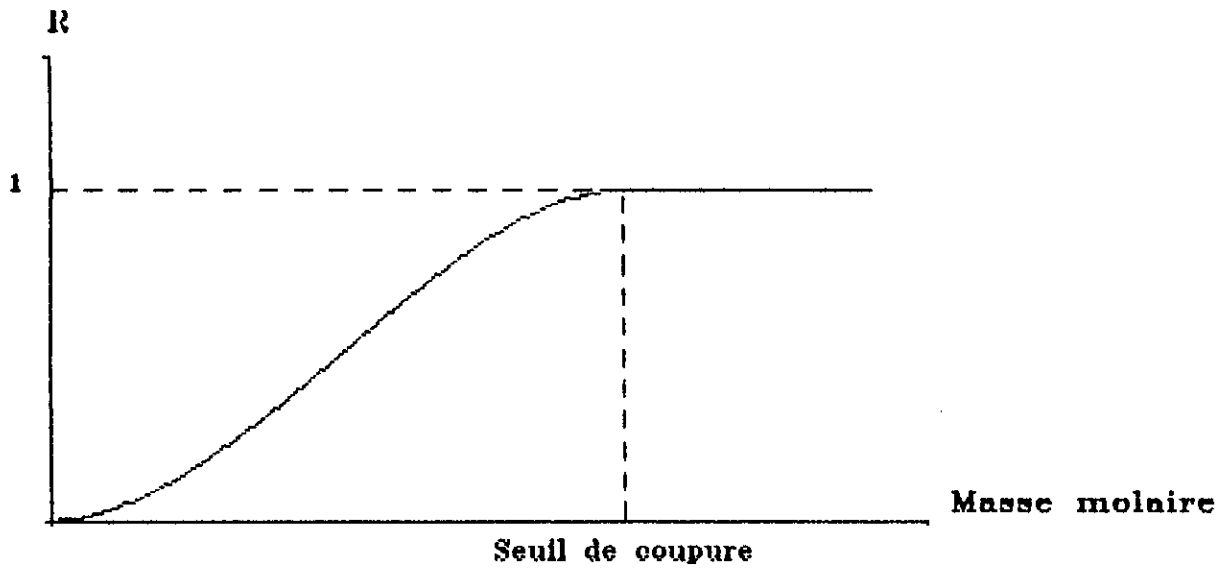


Fig II.5 : Variation du taux de rejet d'une membrane en fonction de la masse molaire du solute

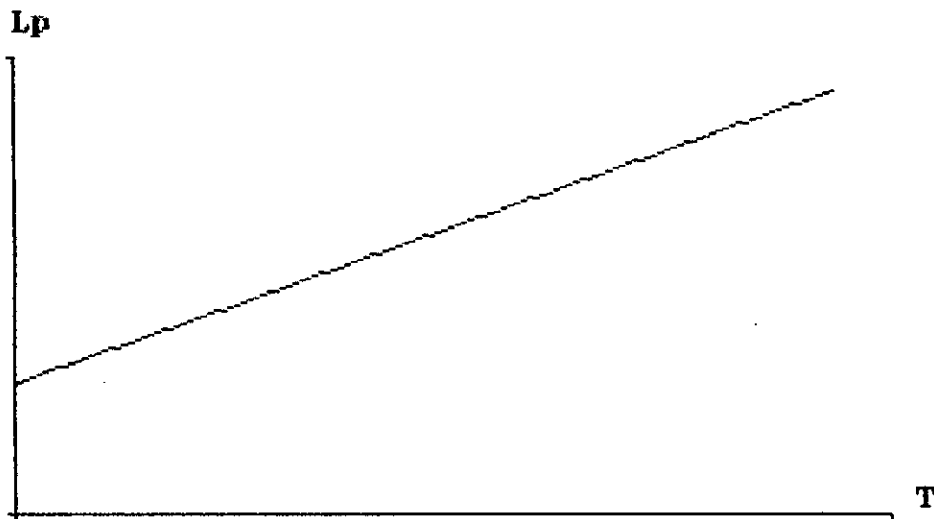


Fig II.6 : Influence de la temperature sur la permeabilite

Critères	Modules			
	A plaques	Spiraux	Tubulaires	A fibre creuse
Compacité	+	++	-	+++
Facilité de nettoyage *in situ *p. rétrolavage	+ -	- -	++ - (1)	- ++
Coût du module	+	+++	-	+++
DP(entrée- rejet)	-	++	+++	++ (1)
Volume mort	+	+	-	+++
Finesse de pré- traitement nécessaire	+	-	+++	-

Tab II.1: Comparaison des différents modules.

- net désavantage, +++ net avantage, ++ bon, + moyen.

(1) : variable suivant les modules.

II.7 - Les appareils de filtration et leur fonctionnement:

Les appareils de filtration sont schématisés généralement comme sur la figure (Fig II.7). Leur principe de fonctionnement se résume comme suit [13]:

Une pompe met sous pression l'alimentation en eau brute. Cette eau passe dans le module où se trouve la membrane de filtration. L'eau traversant la membrane représente le perméat ou le filtrat et celle ne la traversant pas est appelée rejet. Sur la canalisation du rejet se trouve une vanne de détente qui maintient la pression à l'intérieur du module. L'importance de la pompe et de la vanne est qu'elles permettent de choisir indépendamment la pression d'alimentation, et donc la pression au niveau de la membrane dite pression transmembranaire, et le taux de conversion. Elles permettent donc d'avoir une flexibilité maximale quant à l'utilisation de l'appareil de filtration.

Les appareils de filtration peuvent être caractérisés par leur taux de conversion, leur facteur de concentration et leur

passage de sels.

II.7.1 - Le taux de conversion Y:

C'est le rapport entre le débit de perméat et le débit d'alimentation:

$$Y (\%) = 100 Q_p / Q_e \quad (\text{II.4})$$

Q_p : débit de perméat [m^3/s];

Q_e : débit d'entrée [m^3/s];

Si ce rapport est élevé la consommation énergétique est faible. Par contre s'il est trop élevé le facteur de concentration le sera aussi, et le produit de solubilité des différents sels peut être donc dépassé. Ainsi, la solution au niveau de la membrane deviendrait trop chargée en sels et le colmatage de la membrane peut même avoir lieu. Un compromis est donc à trouver (voir tableau Tab II.2) [13].

	A plaques	Fib. creuse	Spiraux	Tubulaires
OI	5 - 15	30 - 60	10 - 25	0,2 - 2
VF	1 - 5	5 - 10 (1) 100 (2)	2 - 10	0,5 - 5
MF	1 - 6	5 - 15 (1) 100 (2)	-	0,5 - 5

Tab II.2 : Conversion usuelle par élément de module Y (%)

(1) : Filtration tangentielle

(2) : Filtration transversale

II.7.2 - Le facteur de concentration FC:

Il est défini par le rapport:

$$FC = \frac{100}{100 - Y} = \frac{C_r}{C_e} \quad (\text{II.5})$$

C_r : concentration du rejet [mole/l].

Il dépend du taux de conversion et varie de la même manière. Les mêmes remarques sont faites que celles pour le taux de conversion.

II.7.3 - Le passage global de sels PS:

Il est défini par l'équation:

$$PS = 100 C_p/C_e \quad (II.6)$$

Le passage global de sels dépend du choix de la membrane. En effet, la nature chimique de la membrane est très importante, et de ce fait pour chaque application, on choisit un matériau peu sensible à la fixation des solutés à traiter. Ceci permet de minimiser le colmatage en profondeur, un simple nettoyage mécanique suffisant pour décolmater la membrane.

II.8 - Modes de fonctionnement des appareils de filtration:

Il existe plusieurs modes de fonctionnement des réalisations industrielles d'appareils de filtration. Actuellement, les plus utilisés sont les suivants:

II.8.1 - Fonctionnement en régime discontinu en boucle ouverte:(Fig II.8)

Au fur et à mesure que le perméat est extrait, la concentration dans la cuve d'alimentation augmente et par conséquent la concentration en amont de la membrane augmente. Ceci a pour effet d'accélérer le phénomène de colmatage et/ou de polarisation de concentration d'où une diminution du débit de perméat.

Le coût d'investissement est faible, cependant il y a une forte dépense énergétique car le débit de perméat est faible.

II.8.2 - Fonctionnement en régime discontinu en boucle fermée:(Fig II.9)

Dans ce système, l'ajout de la pompe de circulation permet d'augmenter le débit de perméat. De plus, le gain énergétique par rapport au régime précédent est important et il est d'autant plus important que la pression de sortie est élevée.

II.8.3 - Fonctionnement en régime semi-continu en boucle fermée:(Fig II.10)

En comparaison avec le système précédent, l'alimentation en fluide à traiter est continue, d'où une réduction du volume

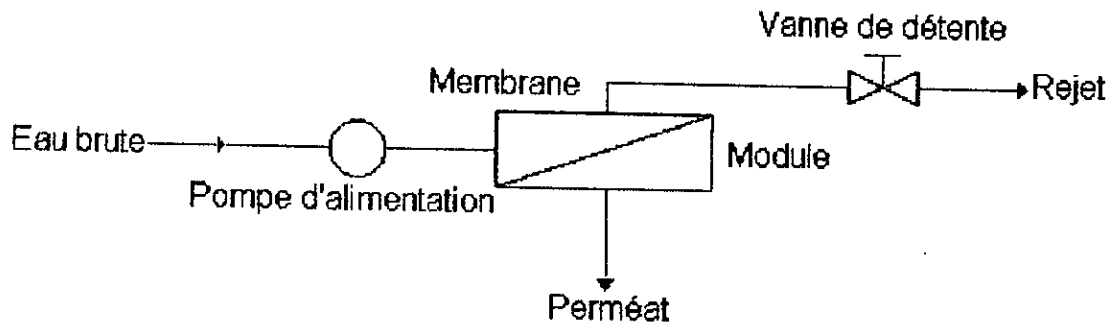
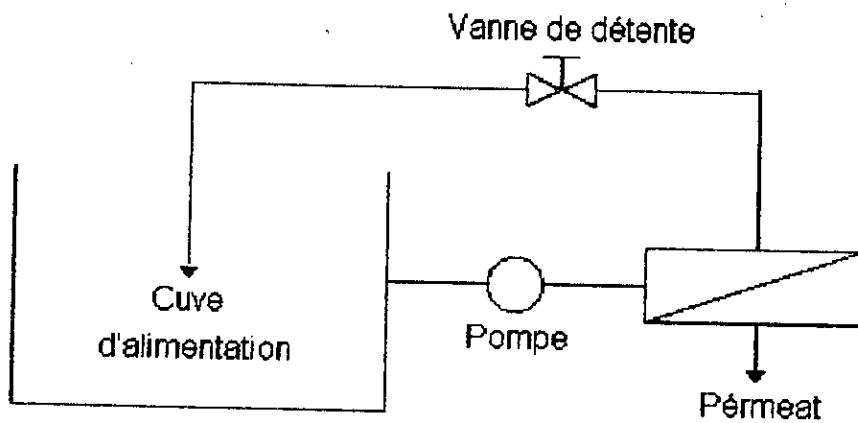


Fig II. 7 : Schéma simplifié d'un appareil de filtration



FigII.8 : Régime discontinu boucle ouverte

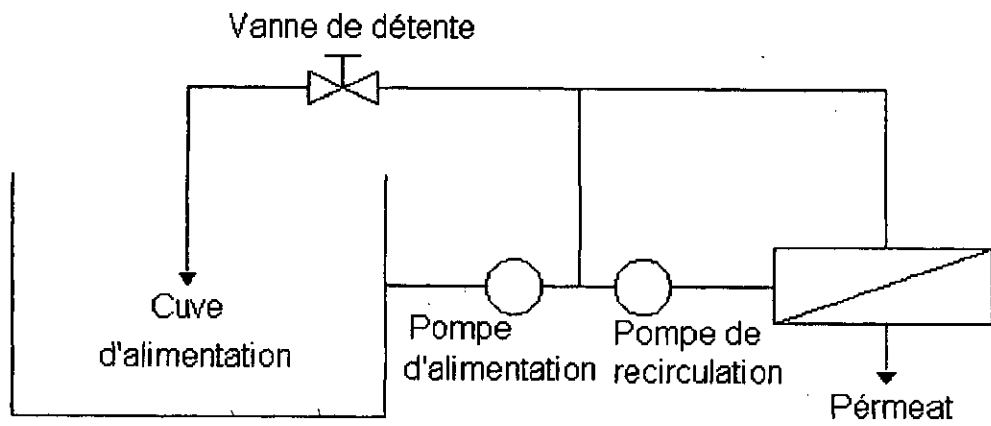


Fig II.9 : Système discontinu en boucle fermée

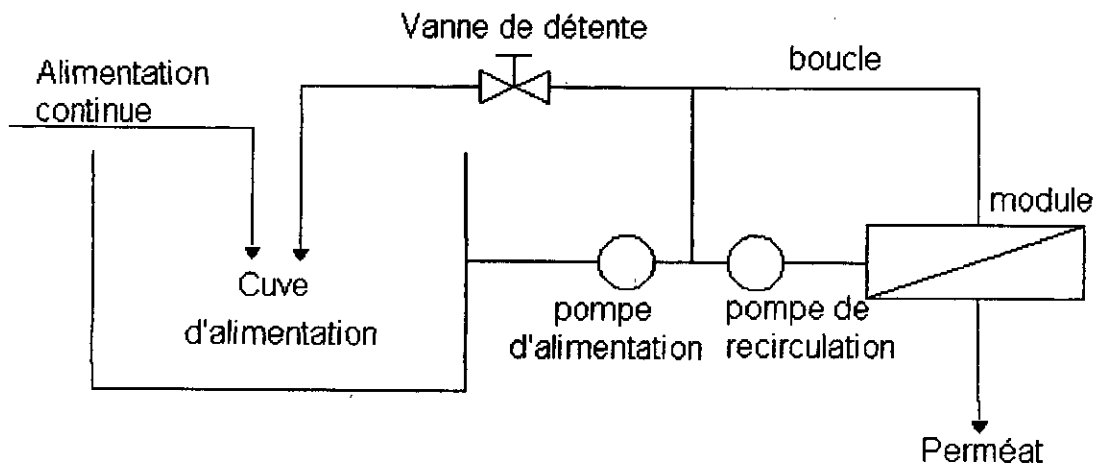


Fig II.10 : Système semi-continu en boucle fermée

de la cuve d'alimentation. Par ailleurs, l'alimentation en continu permet d'obtenir une croissance plus lente de la concentration en amont de la membrane, et ainsi le phénomène de colmatage et/ou de polarisation de concentration sont retardés. Il en résulte un débit de perméat plus élevé par rapport au régime précédent.

II.8.4 - Fonctionnement en régime continu mono-étagé: (Fig II.11)

Dans ce système, le concentrat est soutiré en continu et la vanne de la ligne de rejet permet le contrôle du taux de conversion.

II.8.5 - Fonctionnement en régime continu multi-étagé: (Fig II.12)

Chaque étage est alimenté par le rejet du précédent et le flux moyen par module est supérieur à celui d'une installation fonctionnant à conversion égale en un seul étage.

II.9 - Phénomènes de transfert au niveau d'une membrane :

II.9.1 - L'osmose et l'osmose inverse :

Si deux compartiments, séparés par une membrane semi-perméable, sont remplis l'un d'eau pure, l'autre d'une solution contenant des éléments, la différence de potentiel chimique entre ces deux solutions tend à faire passer l'eau du compartiment à bas potentiel (eau pure) vers le compartiment à haut potentiel (solution concentrée) [14]&[21]. Ce phénomène est l'osmose et il a lieu naturellement (Fig II.13).

Ainsi, le niveau dans le compartiment à haut potentiel s'élève jusqu'à ce que la pression engendrée par la différence de niveau des deux solutions annule le flux d'eau pure. Cette pression est la pression osmotique, elle est donnée par la relation:

$$\Delta = DC R T \quad (II.7)$$

Δ : pression osmotique [Pa];

DC : différence de concentration de part et d'autre de la membrane [mole/m³];

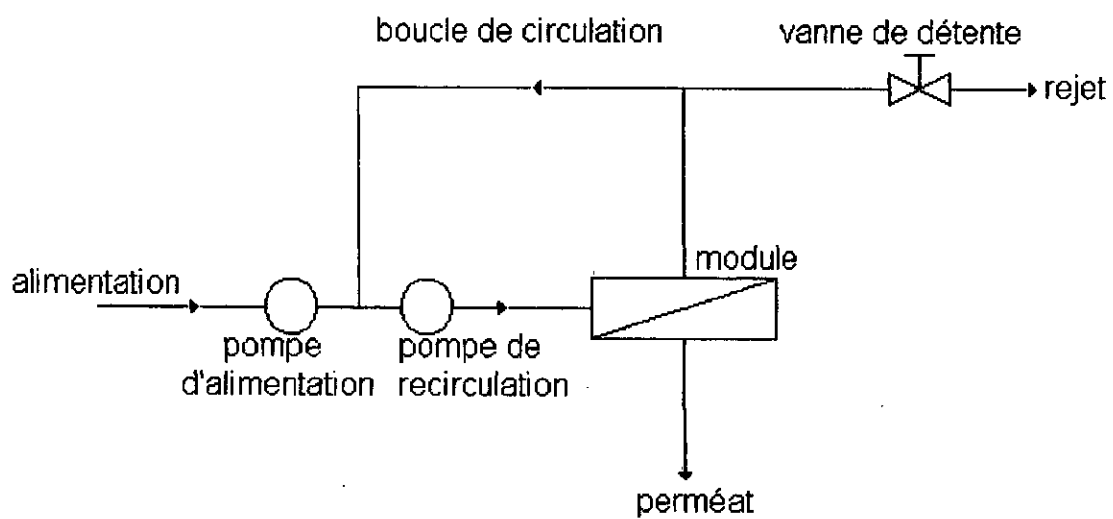


Fig II.11 : Système continu mono-étagé

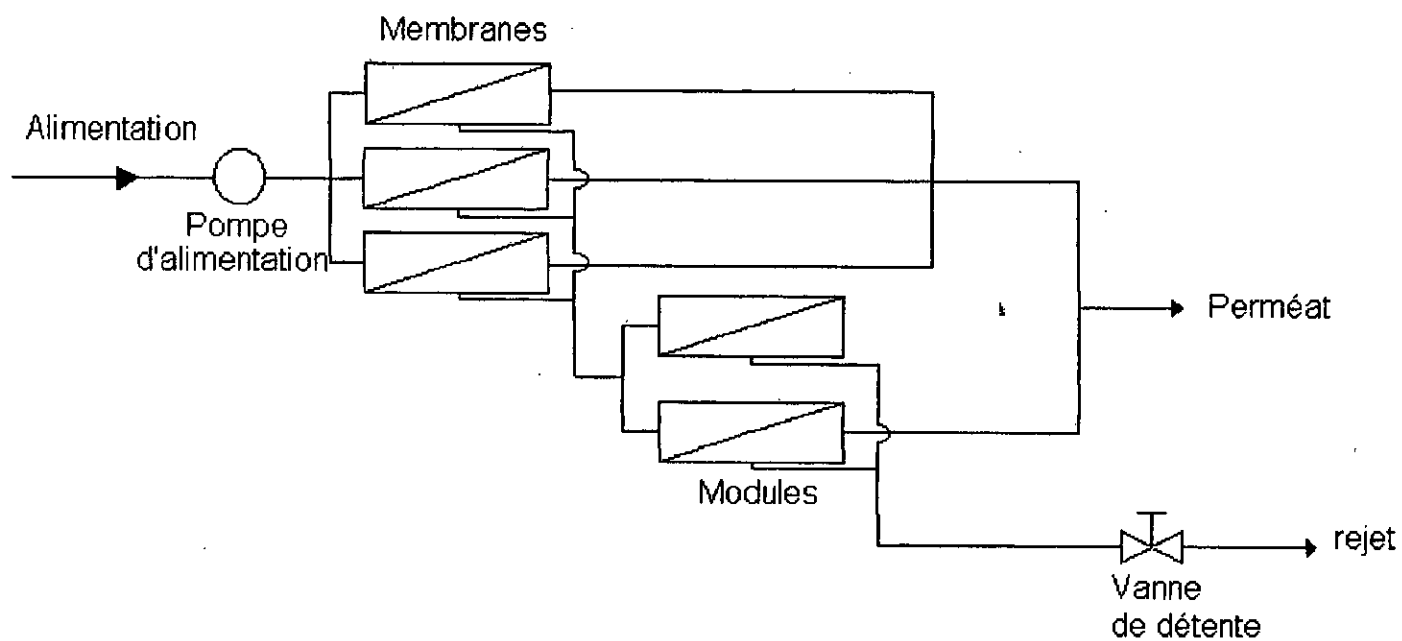


Fig II.12 : Système continu multi-étage

T : température [$^{\circ}\text{K}$];

R : constante des gaz parfaits [$R = 8,314 \text{ J mole}^{-1} \text{ K}^{-1}$].

Par ailleurs si une pression supérieure à la pression osmotique est appliquée au niveau du compartiment contenant la solution concentrée, un écoulement d'eau pure s'effectue dans le sens inverse. Il y aura donc un compartiment contenant le solvant seul et un compartiment de concentrat. Ce phénomène est l'osmose inverse (Fig II.14).

II.9.2 - La polarisation de concentration :

La polarisation de concentration est caractérisée par le facteur de concentration donné par la relation:

$$P = C_m / C_e \quad (\text{II.9})$$

Lors du transfert d'une solution à travers une membrane, les éléments retenus par celle-ci ont tendance à s'accumuler le long de cette membrane, il y a donc formation d'une couche d'éléments à son voisinage: il s'agit de la couche limite où la concentration en éléments est supérieure à celle de la solution. Ce phénomène est la polarisation de concentration primaire (Fig II.15).

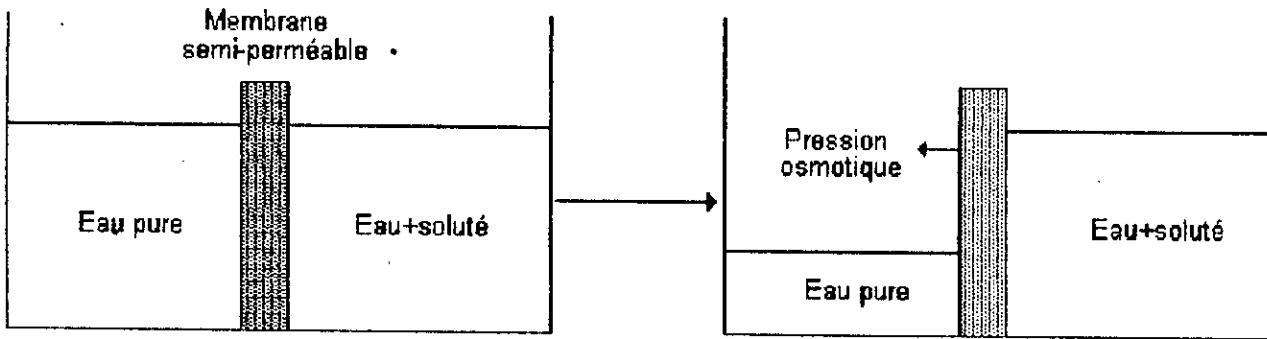
Si de plus, l'apport en éléments au niveau de la couche limite se poursuit et que la diffusion au coeur de la solution des éléments qui ne traversent pas la membrane est négligeable devant le transport convectif des éléments qui la traversent, l'accumulation des éléments en amont de la membrane devient excessive. Ainsi il y a formation d'un gel qui demeure permanent et où la concentration en solutés est constante. Ce phénomène est la polarisation de concentration secondaire (Fig II.16 et II.17).

* Conséquences du phénomène de polarisation de concentration:

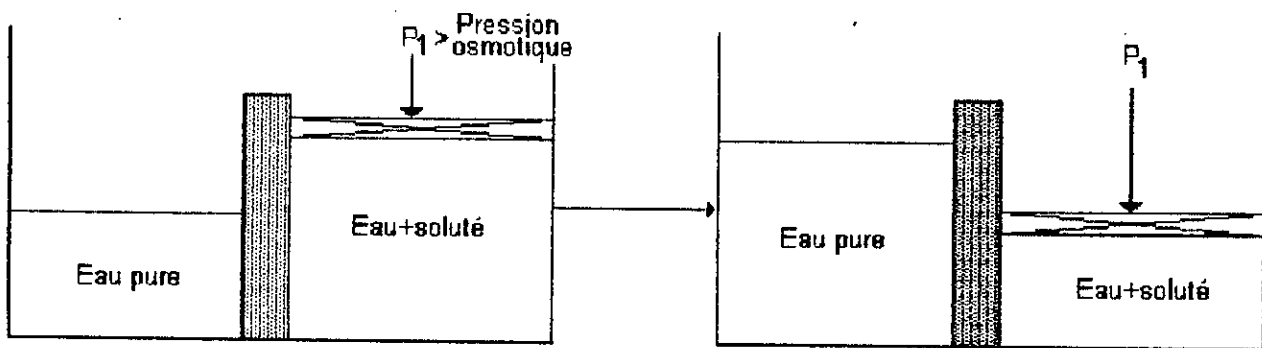
Comme ce phénomène se traduit par la surconcentration en éléments au voisinage de la membrane [15], il implique:

- une augmentation de la pression à appliquer pour vaincre la pression osmotique, ceci se traduit par un coût énergétique élevé;

- un risque d'entraîner des précipitations si le produit



FigII.13 : Phénomène d'osmose



FigII.14 : Phénomène d'osmose inverse

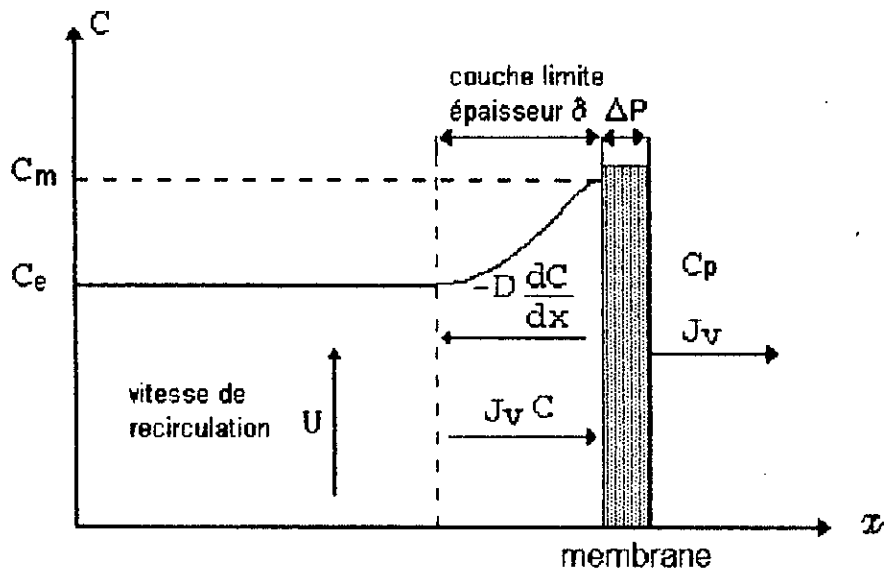


Fig II.15 : Phénomène de polarisation de concentration primaire

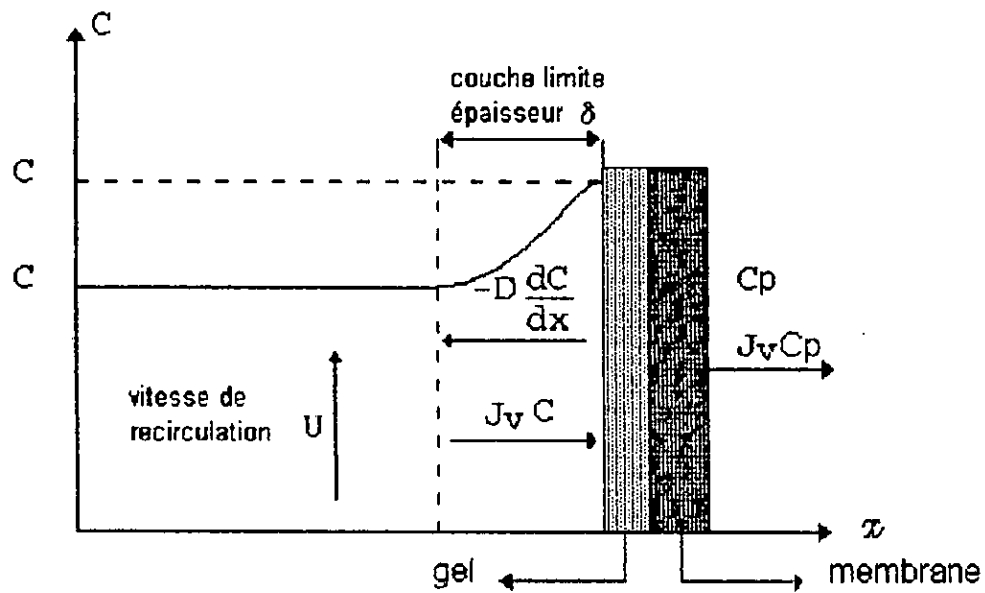


Fig II.16 : Phénomène de polarisation de concentration secondaire

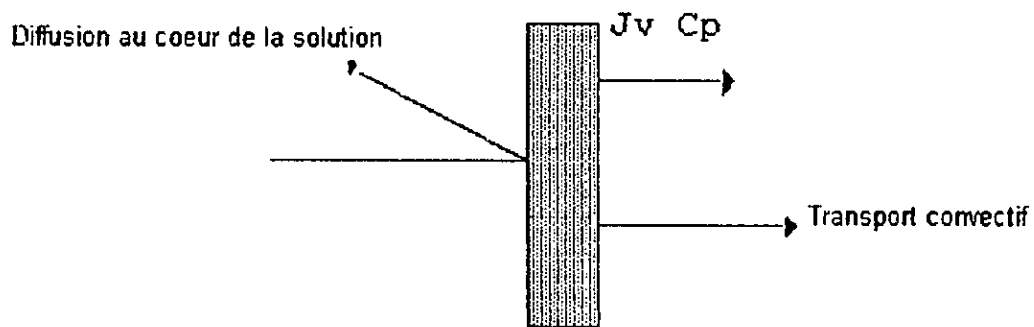


Fig II.17 : Phénomène de transfert au niveau d'une membrane

de solubilité d'un couple anion-cation est dépassé.

Ce phénomène peut être minimisé par balayage de la face amont de la membrane ou par création d'un régime turbulent, ainsi l'épaisseur de la couche limite est diminuée et la rétrodiffusion des éléments rejetés par la membrane est plus importante.

II.9.3 - Le colmatage :

Le colmatage est l'obstruction des pores de la membrane.

Lors de la filtration d'une solution par membrane, les éléments retenus par celle-ci se fixent à sa surface. Deux phénomènes peuvent avoir lieu:

- les éléments retenus sont volumineux, ils sont arrêtés par tamisage mécanique: il s'agit du colmatage en surface (Fig II.18);

- les éléments retenus sont fins, il y a adsorption de ces éléments sur la surface interne des pores de la membrane: il s'agit du colmatage en profondeur (Fig II.19).

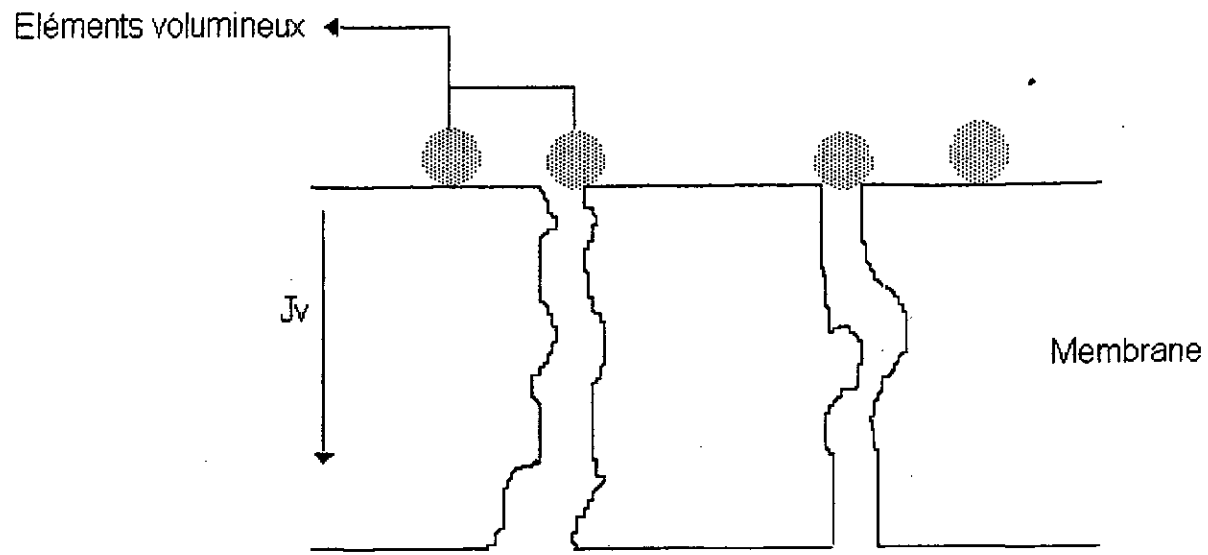
* Conséquences du colmatage de la membrane :

Le colmatage implique une diminution de la surface filtrante et donc une diminution du débit de perméat. Ce phénomène peut aboutir à l'obstruction totale des pores de la membrane.

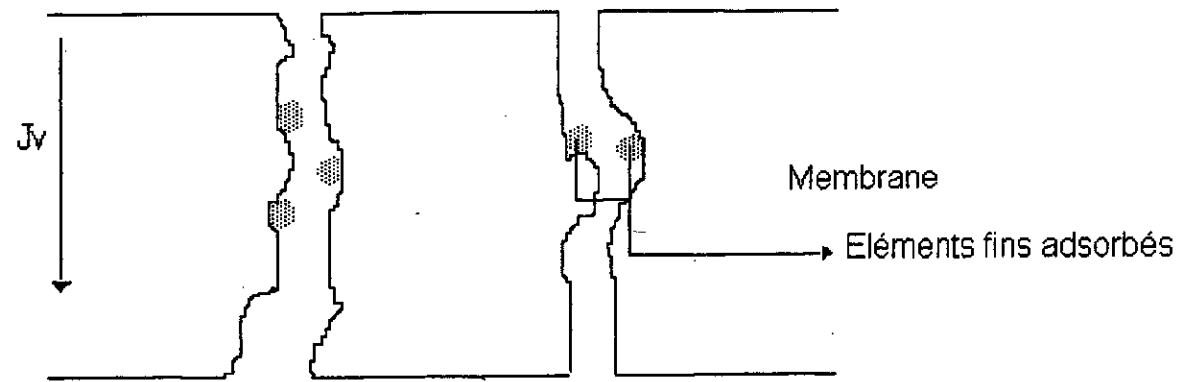
On peut remédier au colmatage en choisissant de bonnes conditions de fonctionnement (basse pression, vitesse élevée, taux de conversion limité) ou en effectuant un nettoyage, mécanique pour le colmatage en surface, chimique pour le nettoyage en profondeur ou les deux simultanément.

Il existe plusieurs méthodes de nettoyage qui sont [15] & [22]:

- La dépressurisation périodique qui est un lavage à contre-courant périodique, elle permet ainsi la régénération de la membrane et par conséquent le flux de perméat est plus important qu'en régime continu. En général, le temps de lavage est de quelques secondes, la fréquence de lavage est de quelques minutes, et la quantité de perméat utilisée pour le décolmatage représente 1 à 2 % du flux total de perméat (Fig II.20).



FigII.18 : Colmatage en surface



FigII.19 : Colmatage en profondeur

- Le lavage à l'eau ou au mélange air-eau, il permet le décolmatage en surface.

- Le lavage à contre courant, il a le même effet que le lavage précédent.

- Le nettoyage avec détergents aux enzymes, il permet un décolmatage en profondeur.

- Le nettoyage aux acides, il a le même effet que le lavage précédent.

- Le nettoyage par la succession d'une séquence acide, base et oxydant, il permet un décolmatage en profondeur.

II.10 - Les paramètres intervenant dans les phénomènes de transfert:

L'application des techniques membranaires dans différents domaines a permis d'aboutir à plusieurs constatations qui sont [15]&[19]:

- Aux basses pressions transmembranaires, le flux de perméat croît linéairement. Ensuite, l'augmentation de la pression tend à faire stabiliser ce flux jusqu'à une valeur limite. Une diminution peut même avoir lieu aux pressions élevées qui favorisent le transport des particules de faible granulométrie à travers la membrane, ceci entraîne un colmatage en profondeur (Fig II.21).

- La concentration et le flux de perméat varient en sens inverse, ceci est dû à l'augmentation de la pression osmotique. Par ailleurs, l'influence de la concentration sur le flux de perméat est caractéristique à chaque soluté auquel correspond aussi une pression osmotique bien déterminée (Fig II.22 et II.23).

- La vitesse de circulation et le flux de perméat varient de la même manière, ainsi plus la vitesse est grande, plus le flux de perméat sera important et plus la consommation énergétique sera élevée. Un compromis vitesse de circulation-consommation énergétique doit être trouvé.

- La température et le flux de perméat varient de la même manière (Fig II.24). Ainsi la température de travail peut être élevée mais elle ne doit pas entraîner la détérioration de la membrane. De même, la déviation du cas idéal (eau pure)

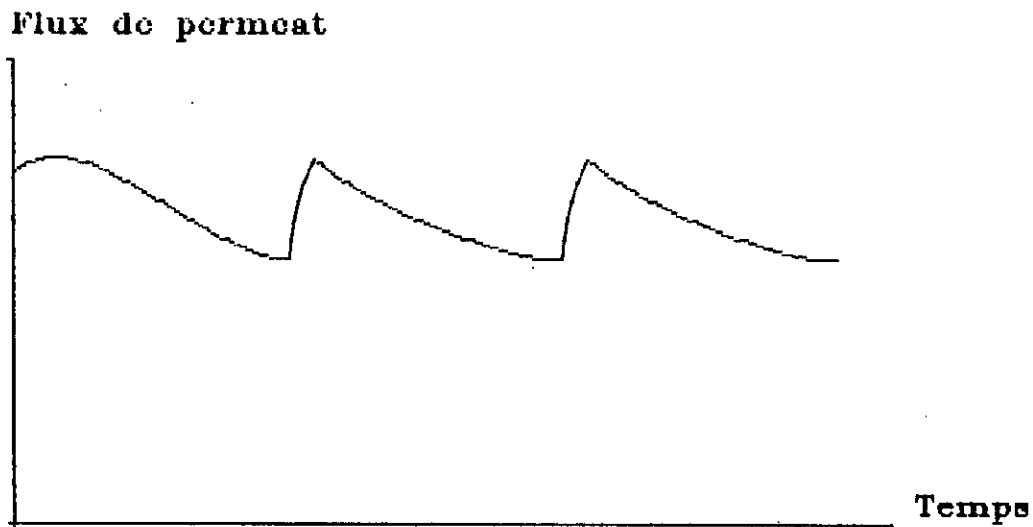


Fig II.20 : Effet de la depression periodique sur le flux de permeat.

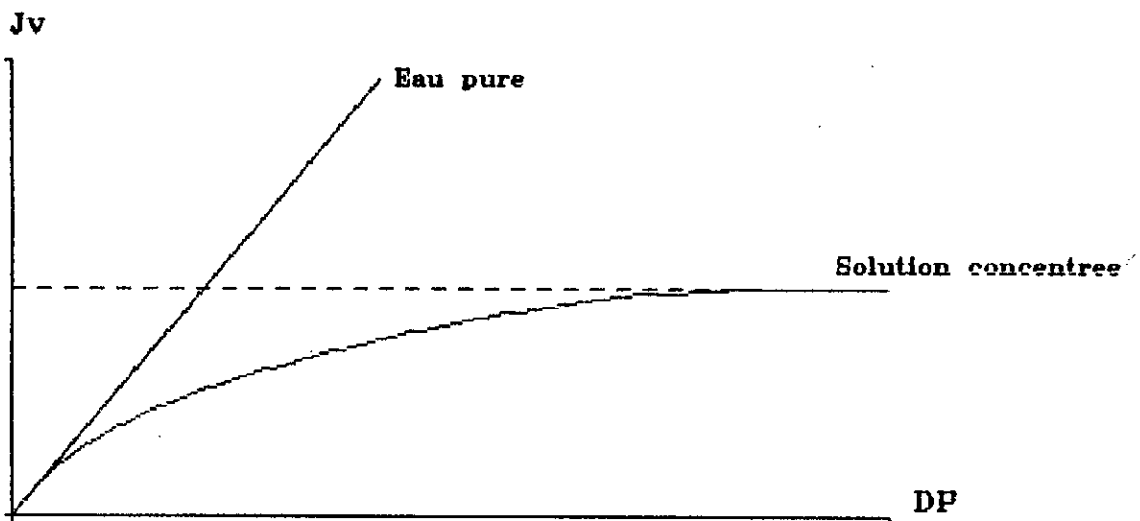


Fig II.21 : Influence de la pression sur le flux de permeat dans le cas d'eau pure et de solution concentree

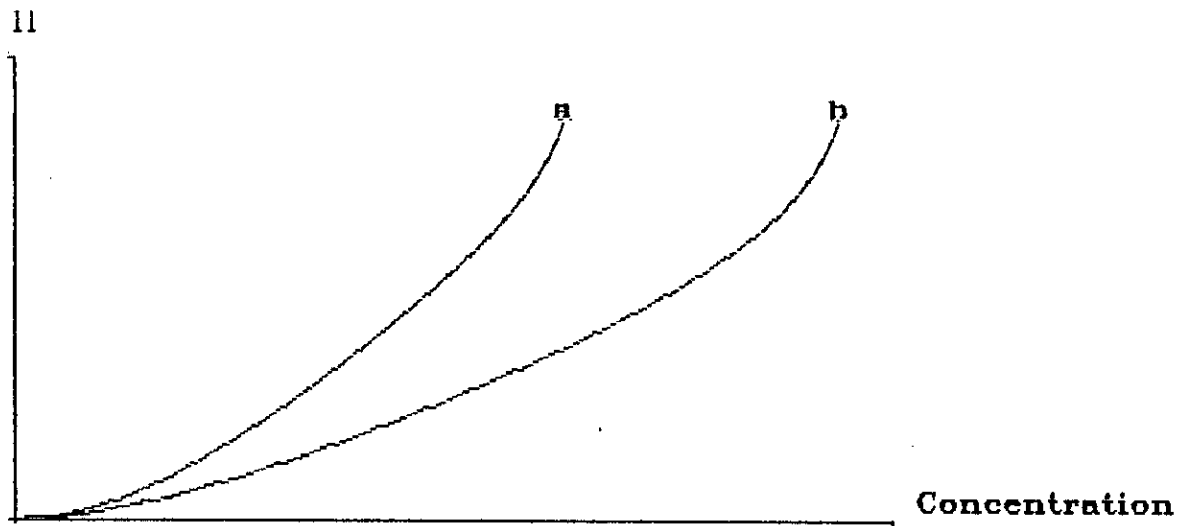


Fig II.22 : Variation de la pression osmotique en fonction de la concentration de deux solutions ayant des solutes differents

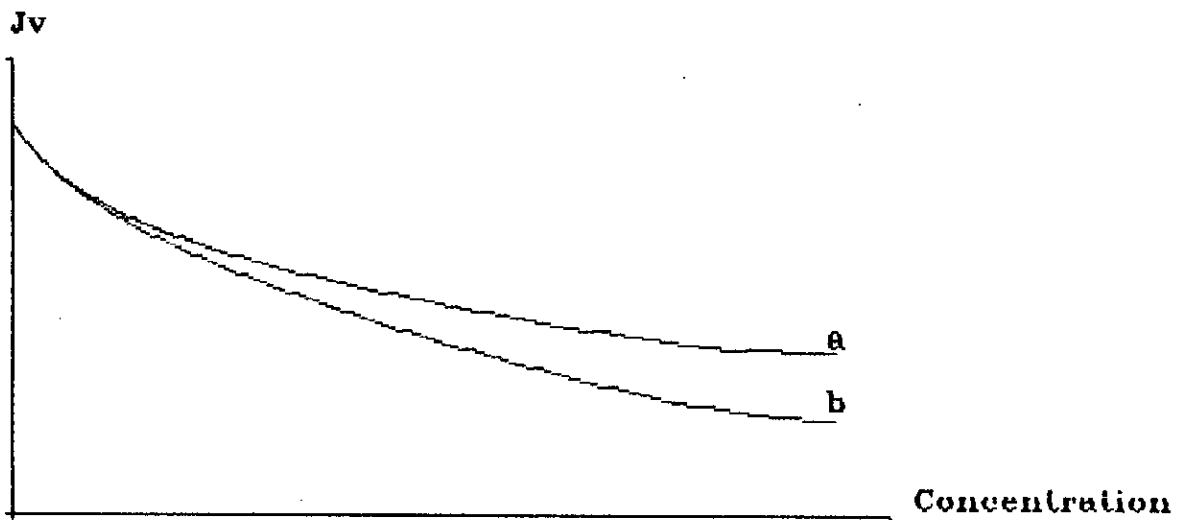


Fig II.23 : Variation du flux de permeat en fonction de la concentration de deux solutions ayant des solutes differents

augmente quand la concentration de la solution augmente. Par ailleurs, la déviation du cas idéal augmente avec la température (Fig II.25).

- Le flux de perméat diminue avec le temps et le nombre d'expériences. Cependant, une régénération permet d'avoir à nouveau le flux initial (Fig II.26).

- Certaines membranes sont sensibles au pH. Il peut y avoir une hydrolyse qui impliquerait un colmatage de la membrane.

- Les membranes hydrophobes ont davantage tendance à s'encrasser que les membranes hydrophiles.

- Les solutés hydrophobes sont davantage adsorbés par la membrane que les solutés hydrophiles.

II.11 - Mécanismes de transferts au niveau d'une membrane :

La description de ces mécanismes est complexe, ceci est dû au phénomène de polarisation qui entraîne une réduction presque instantanée et inévitable du flux de perméat. Néanmoins, plusieurs théories ont été proposées.

II.11.1 - Loi de Poiseuille:

La membrane est considérée comme un tamis moléculaire où les pores sont assimilés à des canaux cylindriques droits. Seul le solvant est considéré comme traversant la membrane (Fig II.27). Dans ce cas, le débit de solvant J_v traversant la membrane par unité de surface est donné par la relation:

$$J_v = \frac{N \pi r^4}{8 \mu} \frac{DP}{e} \quad (\text{II.9})$$

N : nombre de pores par unité de surface [m^{-2}];

r : rayon moyen des pores [m];

μ : viscosité dynamique [$Pa \cdot s$];

DP : pression transmembranaire [Pa];

e : épaisseur de la membrane [m].

II.11.2 - Loi de Darcy :

Comme la loi de Poiseuille, elle considère que seul le solvant traverse la membrane mais aucune condition n'est émise concernant la géométrie des pores. Ainsi le débit de solvant

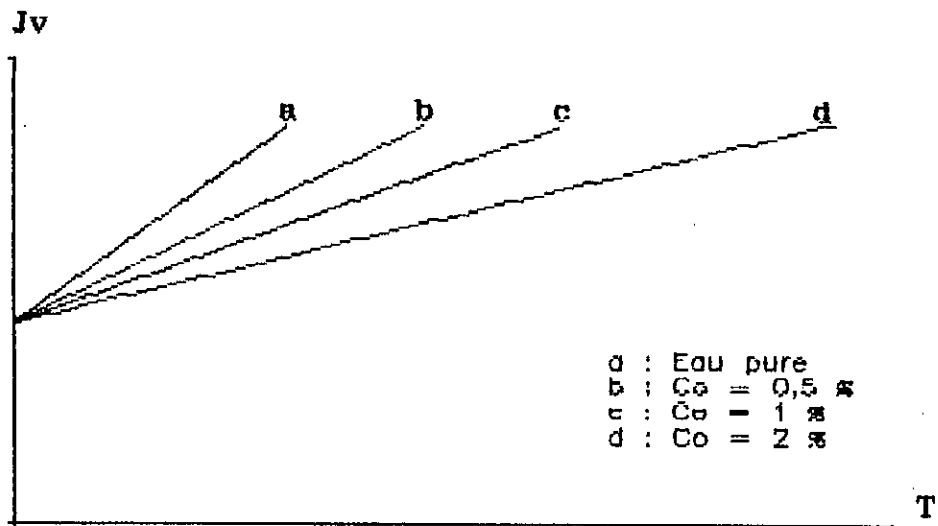


Fig II.24 : Variation du flux de permeat en fonction de la temperature pour differentes solutions

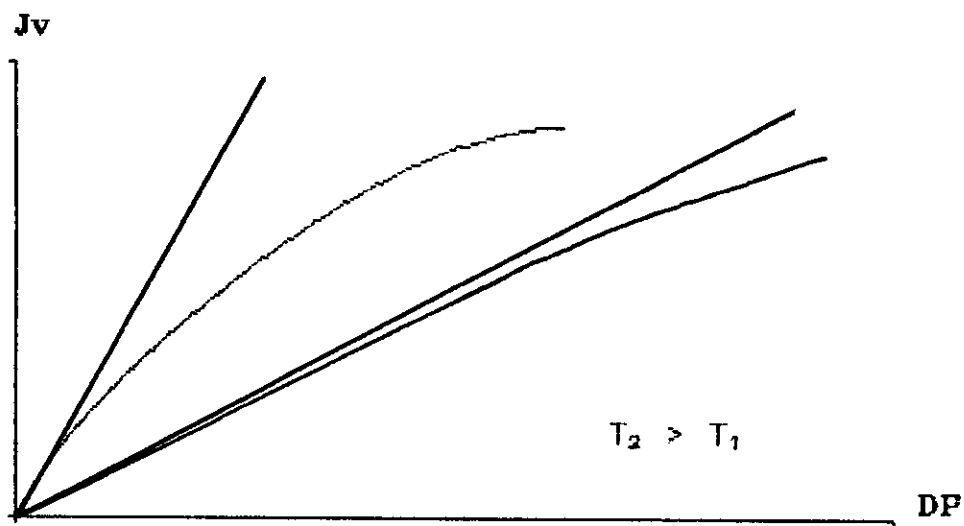


Fig II.25 : Influence de la pression et de la temperature sur le flux de permeat

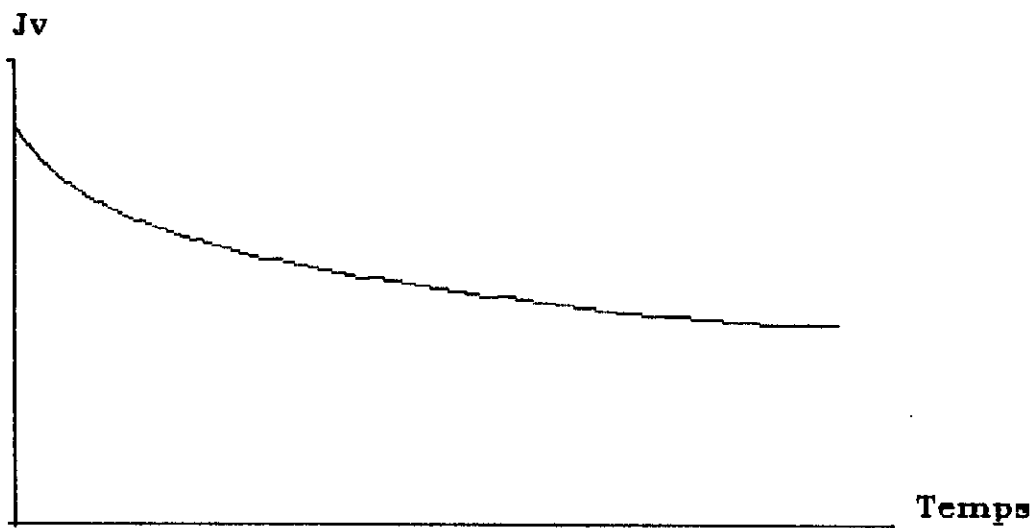


Fig II.26 : Evolution du flux de permeat dans le temps

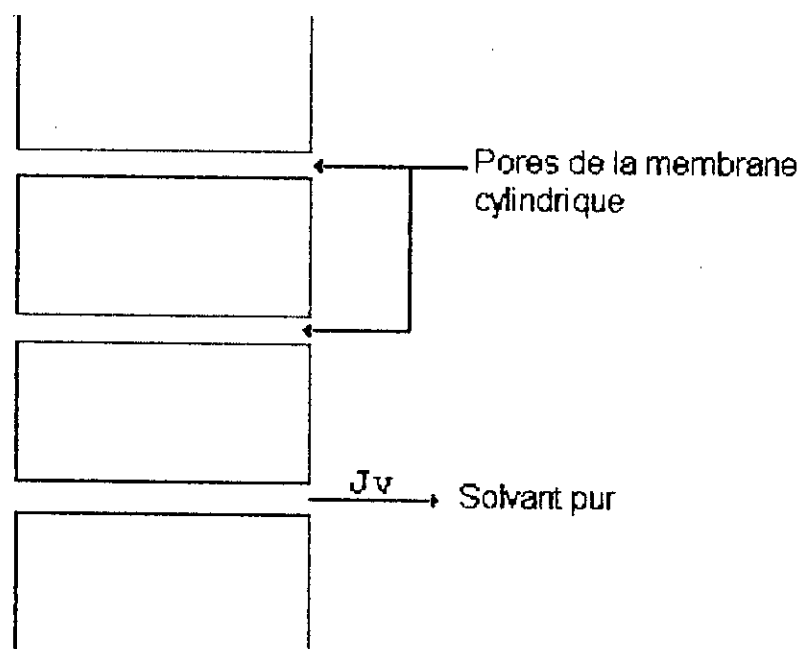


Fig II.27 : Phénomène de transfert suivant Poiseuille

J_v traversant la membrane est donné par la relation:

$$J_v = \frac{DP}{\mu R_m} = L_p DP \quad (\text{II.10})$$

R_m : résistance hydraulique de la membrane [m^{-1}].

La loi de Darcy donne une meilleure approche que la loi de Poiseuille. Néanmoins, les deux lois ne prennent pas en compte la présence de solutés qui peuvent entraîner le phénomène de polarisation ou de colmatage.

D'après la relation (II.10) la perméabilité à l'eau pure de la membrane s'écrit:

$$L_p = \frac{1}{\mu R_m} \quad (\text{II.11})$$

L'expérience a montré que plus la perméabilité à l'eau pure de la membrane est grande, plus la perméabilité de la solution (eau + solutés) s'éloigne de la première, la déviation du cas idéal (eau pure) augmente (Fig II.28) [23].

Plusieurs modèles considérant la présence de solutés sont apparus, les principaux sont:

II.11.3 - Le modèle du film :

Ce modèle suppose que les solutés qui ne traversent pas la membrane s'accumulent au voisinage de celle-ci, ceci entraîne donc la polarisation de concentration où il y a formation d'une couche limite. Au niveau de cette dernière la concentration de la solution passe de C_e à C_m (Fig II.15). Cette couche varie jusqu'à équilibre entre le transport convectif des solutés qui traversent la membrane et la diffusion au coeur de la solution des solutés qui ne la traversent pas. Cet équilibre conduit à la relation:

$$J_v(C - C_p) = - \frac{D \, dC}{dx} \quad (\text{II.12})$$

(I) (II)

(I) : flux de convection des solutés qui traversent la membrane;

(II) : flux de diffusion des solutés qui ne la traversent

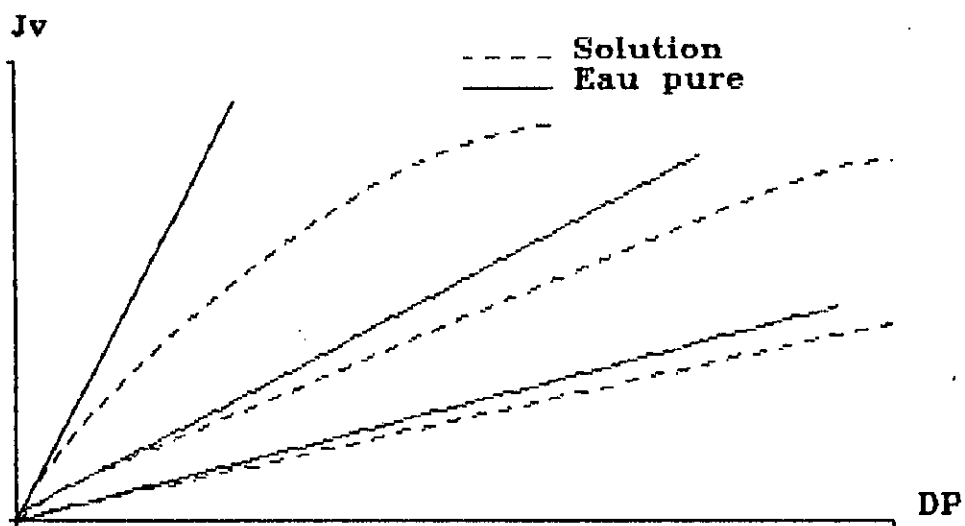


Fig II.28 : Influence de la perméabilité et de la pression sur le flux de perméat

pas.

En considérant le coefficient D comme constant au niveau de la membrane, l'intégration de la relation donne:

$$J_v = K \ln \frac{C_m - C_p}{C_e - C_p} \quad (\text{II.13})$$

K : coefficient de transfert de masse, $K = D/e$

e : épaisseur de la membrane [m].

Si le soluté est totalement retenu ($C_p=0$) l'équation (II.13) devient:

$$J_v = K \ln C_m - K \ln C_e \quad (\text{II.14})$$

Par ailleurs, l'accumulation des solutés qui ne traversent pas la membrane peut être excessive. Il y a ainsi formation d'un gel en amont de celle-ci, la polarisation de concentration secondaire a lieu et dans ce cas, le débit de perméat J_v qui traverse la membrane sera:

$$J_v = K \ln C_g - K \ln C_e \quad (\text{II.15})$$

Le coefficient de transfert de masse dépend des conditions hydrodynamiques du milieu et des propriétés physico-chimiques de la solution. Ce coefficient peut être déterminé à partir des relations de transfert de matière classiques. Selon que le régime d'écoulement est turbulent ou laminaire, le coefficient K est donné par les relations:

$$\text{En régime turbulent: } Sh = a Re^n Sc^m \quad (\text{II.16})$$

$$\text{En régime laminaire: } Sh = a Re (d/e)^n Sc^m \quad (\text{II.17})$$

Par ailleurs Sh , Re et Sc sont donnés par les relations:

$$Sc = \nu / D \quad (\text{II.18})$$

$$Re = u d / \nu \quad (\text{II.19})$$

$$Sh = K d / D \quad (\text{II.20})$$

Sc : nombre de Schmidt;

Re : nombre de Reynolds;

Sh : nombre de Sherwood;

ν : viscosité cinématique [Pa s kg/m^3];

u : vitesse moyenne du fluide [m/s];

d : diamètre hydraulique [m];

D : coefficient de diffusion [];

K : coefficient de transfert de masse;

a, n, m : coefficients déterminés empiriquement.

Des valeurs de ces coefficients sont donnés par le tableau (Tab II.3):

Régime laminaire	Equation générale $Sh = a Re (d/e)^n Sc^m$			
Géométrie du canal	a	n	m	Origine
Tubulaire	0,664	0,50	0,33	Grober et Call
Tubulaire	1,62	0,33	0,33	Levêque
Rectangulaire	1,48	0,33	0,33	Levêque
Régime turbulent	Equation générale $Sh = a Re^n Sc^n$			
Géométrie du canal	a	n	m	Origine
Tubulaire	0,023	0,80	0,30	Dittus et Boerter
Tubulaire	0,023	0,875	0,25	Deïssler
Rectangulaire	0,0096	0,913	0,346	Harriot et Hamilton

Tab II.3 : Valeurs de a, n et m en fonction du régime et de la géométrie.

II.11.4 - Le modèle osmotique :

Deux théories peuvent expliquer ce modèle:

* La première théorie considère que le transport de solutés se fait par convection à travers la membrane, il y a accumulation de solutés en amont de la membrane. Ainsi, la présence d'une différence de concentration de part et d'autre de la membrane se traduit par la présence d'une pression osmotique non négligeable. L'équation de Darcy devient alors:

$$J_v = \frac{DP - \bar{U} D\bar{O}}{\mu R_m} \quad (\text{II.21})$$

\bar{U} : coefficient de Keddem et Coll indiquant le degré de permsélectivité (si $\bar{U}=1$, le soluté est totalement retenu, et $\bar{U}=0$, le soluté est totalement perméable).

Par ailleurs, la pression osmotique, selon Wijmans & Al [19], est donnée par une relation en accord avec l'expérience

qui est:

$$D\bar{O} = a C_m^n \quad (\text{II.22})$$

a et n : constantes dépendant de la solution utilisée.

En utilisant la relation (II.14), le flux de perméat sera donné par l'équation:

$$J_v = \frac{DP - \bar{O} a C_e^n \exp(n J_v/K)}{\mu R_m} \quad (\text{II.23})$$

La deuxième théorie fait appel aux lois de Fick et d'Henry. L'eau migre à travers la membrane sous l'effet d'un gradient de pression et les solutés migrent sous l'effet de leur gradient de concentration. Ainsi pour l'eau, le débit qui traverse la membrane est donné par la relation:

$$Q_p = K_p \frac{S}{e} (DP - D\bar{O}) K_t \quad (\text{II.24})$$

Q_p : débit d'eau traversant la membrane [m^3/s];

K_p : coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane;

S : surface de la membrane [m^2];

e : épaisseur de la membrane [m];

K_t : coefficient de température qui tient compte de la viscosité de l'eau. Il augmente quand la température augmente et inversement.

Pour les solutés, leur débit Q_s est donné par la relation:

$$Q_s = K_s \frac{S}{e} DC K_t \quad (\text{II.25})$$

K_s : coefficient de perméabilité aux solutés de la membrane;

DC : différence de concentration de part et d'autre la membrane, elle est donnée par la relation:

$$DC = C_m - C_p = P C_e - C_p \quad (\text{II.26})$$

Les relations (II.24 et II.25) permettent de déterminer la concentration du perméat C_p , elle est donnée par la relation:

$$C_p = \frac{Q_s}{Q_p} = \frac{K_s}{K_p} \frac{C_m - C_p}{DP - D\bar{O}} = \frac{K_s P C_e}{K_s + K_p(DP - D\bar{O})} \quad (\text{II.27})$$

Les équations (II.25, II.26 et II.27) permettent d'aboutir

aux conclusions suivantes:

- Une augmentation de la pression transmembranaire ou de la température (et donc de K_t) implique une augmentation du débit de perméat.

- Une augmentation de la salinité, et donc de la pression osmotique, implique une diminution du débit et de la concentration de perméat.

- Une augmentation du facteur de concentration implique une augmentation du taux de conversion et donc du débit de perméat.

- Une augmentation de la pression transmembranaire implique une diminution de la concentration du perméat.

- La température n'a aucun effet sur la concentration du perméat.

Ces résultats sont résumés dans le tableau suivant (Tab II.4):

Paramètres	Débit de perméat	Concentration du perméat
Pression ↗	↗	↘
Température ↗	↗	=
Salinité ↗	↘	↗
Facteur de concentration ↗	↘	↗

Tab II.4 : Influence des paramètres physico-chimiques sur le débit et la concentration du perméat.

II.11.5 - Modèle des résistances en série :

Ce modèle considère que l'accumulation de solutés en amont de la membrane induit une résistance hydraulique qui s'ajoute à celle de la membrane. On obtient ainsi deux résistances en série. Dans le cas d'une polarisation de concentration primaire, l'accumulation de solutés en amont de la membrane implique une différence de concentration de part et d'autre de celle-ci qui se traduit par une pression osmotique non négligeable. L'équation de Darcy devient:

$$J_V = \frac{DP - \bar{U} D\bar{O}}{\mu R_M} \quad (\text{II.21})$$

Par ailleurs, cette accumulation de solutés en amont de la membrane peut être considérée comme une couche de matière solide, assimilée à un milieu poreux caractérisé par une résistance hydraulique R_S . Celle-ci s'ajoute à celle de la membrane (Fig II.29) et la relation (II.21) devient:

$$J_V = \frac{DP - \bar{U} D\bar{O}}{\mu (R_M + R_S)} \quad (\text{II.28})$$

Par la suite, si une polarisation de concentration secondaire a lieu, la formation du gel induit une résistance hydraulique R_G qui s'ajoute aux deux premières (Fig II.30). Ainsi l'équation (II.28) s'écrit enfin sous la forme:

$$J_V = \frac{DP - \bar{U} D\bar{O}}{\mu (R_M + R_S + R_G)} \quad (\text{II.29})$$

II.12 - Amélioration du procédé d'ultrafiltration :

Les phénomènes de polarisation de concentration et de colmatage induisent une baisse du flux de perméat. Pour y remédier, plusieurs techniques existent:

- agitation;
- augmentation de la vitesse de circulation dans le cas d'ultrafiltration tangentielle;
- utilisation des promoteurs de turbulence.

Les promoteurs de turbulence ont pour but d'augmenter les coefficients de transfert de matière, mais la surface de la membrane se trouve réduite. Par ailleurs, les pertes de charge et les dépenses d'énergie augmentent, un bilan économique est nécessaire pour déterminer la rentabilité du procédé d'ultrafiltration.

II.12.1 - Les promoteurs de turbulence :

- Les promoteurs de turbulence fixes:

Ce sont généralement des grilles métalliques placées parallèlement à la membrane. Ces grilles, obtenues par

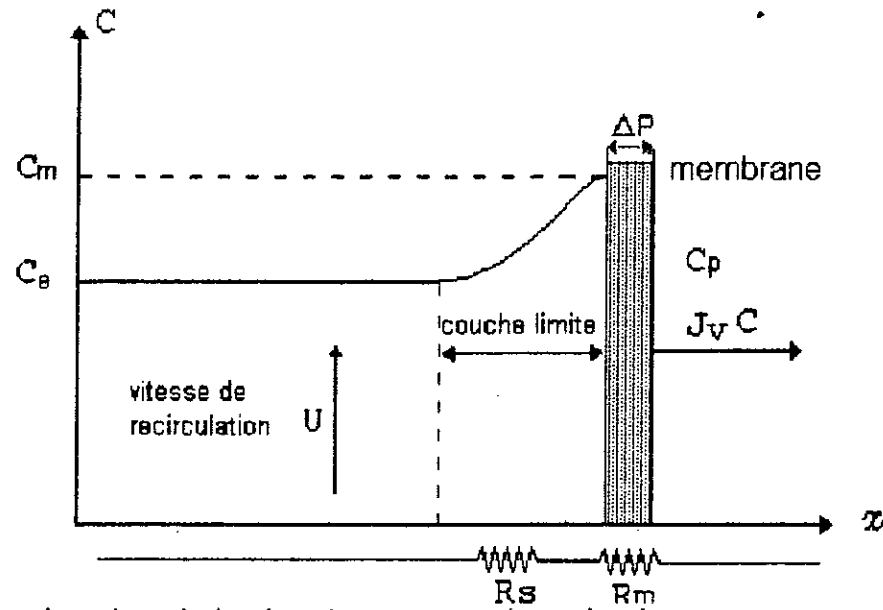


Fig II.29 : Phénomène de polarisation de concentration primaire et schéma électrique équivalent

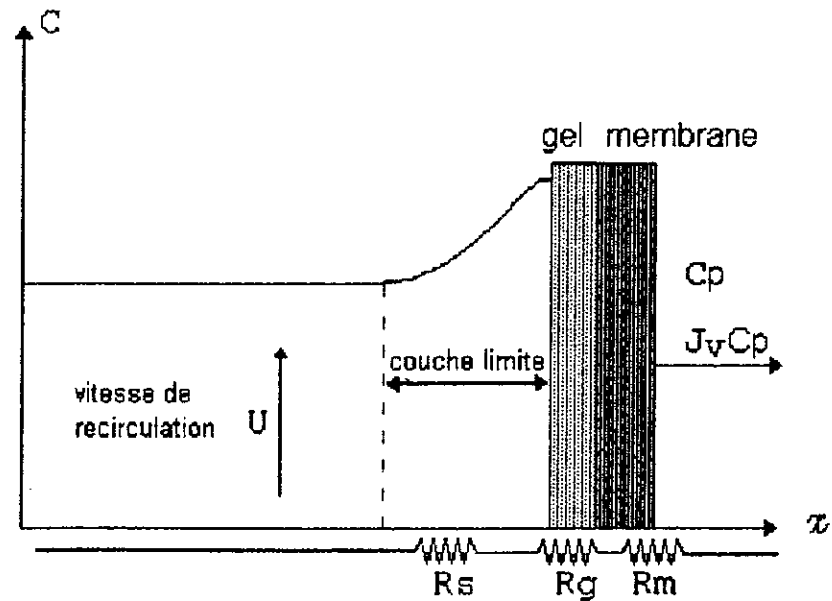


Fig II.30 : Phénomène de polarisation de concentration secondaire et schéma électrique équivalent

découpage, sont placées en amont de la membrane. L'utilisation de promoteurs de turbulence fixes augmente le flux de perméat tout en diminuant le coût [16][17]&[24].

- Les promoteurs de turbulence mobiles:

Ce sont des solides principalement sphériques en verre, graphite, latex... Ils permettent un accroissement du transfert de matière pour les raisons suivantes [14]:

- la réduction de l'épaisseur de la couche limite, due à la polarisation de concentration, améliore le transfert de matière au niveau de la membrane;

- la turbulence assure le nettoyage en permanence de la membrane, ceci a pour effet de réduire le colmatage.

L'utilisation de billes de verre de 3 mm de diamètre dans une membrane minérale tubulaire, placée verticalement, comme promoteurs de turbulence permet d'avoir un débit de perméat dix à vingt fois supérieur à celui observé en absence de billes [16]&[24].

II.12.2 - Les débits pulsés :

Ils permettent d'augmenter le flux de perméat tout en diminuant la vitesse moyenne de circulation. L'application de débits pulsés augmente le flux de perméat même pour des vitesses de circulation plus faibles [25]. Pour une même vitesse, l'application d'un débit pulsé permet d'avoir une augmentation de 100 % du flux de perméat pour un accroissement de la consommation énergétique de 50% et pour une même vitesse moyenne [26].

II.12.3 - Les ultrasons :

Ils réduisent le phénomène de polarisation de concentration. L'utilisation d'ultrasons permet d'avoir un flux de perméat d'environ 1700 % supérieur par rapport à un flux obtenu dans des conditions normales [16]&[24].

II.12.4 - Les modules tournants :

Ils entraînent la formation de tourbillons de Taylor dans l'espace annulaire induisant ainsi une augmentation du

coefficient de transfert de matière, et donc une augmentation du flux de perméat [24].

II.12.5 - Champs électriques ou électro-ultrafiltration :

L'électrofiltration est un procédé utilisant une technique membranaire (ultrafiltration) à laquelle on applique un champ électrique qui assure la migration des macro-molécules chargées électriquement de la membrane. Ainsi l'éloignement de ces macro-molécules est assuré, ce qui réduit la couche de polarisation de concentration, et le coefficient de transfert de matière est augmenté impliquant une augmentation du flux de perméat.

Le bilan de matière sera, à l'état stationnaire:

$$J_v C = - D \frac{dC}{dx} + J_v C_p + \phi E C \quad (\text{II.30})$$

ϕ : mobilité électrophorétique de l'espace considéré;

C : concentration du macrosoluté;

E : champ électrique appliqué, normal à la membrane.

En supposant que ϕ , E et D sont constants et que l'électro-ultrafiltration permet d'avoir $C_p = 0$, l'équation devient après intégration:

$$J_v = K \ln \frac{C_m}{C_e} + \phi E \quad (\text{II.31})$$

où : $K = D/\phi \quad (\text{II.32})$

II.13 - Complexation - ultrafiltration :

L'extraction des cations métalliques se fait le plus souvent sur des résines échangeuses d'ions et les méthodes de traitement sont la précipitation d'ions et l'adsorption [27]. Une alternative à ces procédés est la complexation-ultrafiltration qui est un procédé de filtration par membrane (ultrafiltration) qui utilise des macromolécules (donc retenues par la membrane) hydrosolubles qui ont pour rôle d'assurer la complexation des ions métalliques.

Les complexants utilisés doivent avoir les

caractéristiques suivantes [28]:

- ils doivent être solubles et non toxiques;
- leur masse molaire doit être supérieure au seuil de coupure de la membrane afin que cette dernière puisse les retenir;
- ils doivent avoir une capacité de fixation qui n'altère pas la solubilité des complexes macro-moléculaires formés;
- ils doivent impliquer un coût modéré de manière à réaliser des opérations peu onéreuses;
- ils doivent avoir un pouvoir complexant élevé, c'est à dire former des associations stables avec les ions métalliques.

Plusieurs travaux de complexation - ultrafiltration ont été réalisés. Parmi eux, nous citerons:

- l'ultrafiltration d'une solution contenant du Cu^{2+} , Fe^{2+} , Cr^{3+} , après complexation avec de l'acide éthylènediamine triacétique, a montré que le taux de rétention du cuivre atteint 83 % quand le pH varie de 1 à 4,5 [29].

- la complexation-ultrafiltration de solutions métalliques sur des polymères à base d'acrylamide, portant des groupements iminoacétiques et des polyéthylènes imine (P E I), montre que le taux de rejet dépasse 99 % pour une solution de cuivre à un pH de l'ordre de 5. Cette rétention est d'autant plus élevée que le pH et la concentration du polymère sont élevés [30].

CHAPITRE III

MATERIEL UTILISE ET MODE DE FONCTIONNEMENT

III.1 - Introduction :

Le traitement effectué sur l'eau de surface comporte deux phases distinctes qui sont la microfiltration et l'ultrafiltration de l'eau de rivière.

III.2 - Description et mode de fonctionnement du matériel utilisé pour la microfiltration:

Le matériel utilisé pour la microfiltration comporte un papier filtre Watman 0,7 μm , un porte filtre et un Erlenmeyer qui permet la récupération du filtrat.

Pour effectuer la microfiltration, on place le porte filtre sur l'Erlenmeyer, on couvre avec le papier filtre toute la surface trouée du porte filtre puis, on verse la solution à filtrer.

III.3 - Description et mode de fonctionnement du matériel utilisé pour l'ultrafiltration:

L'appareil utilisé est un pilote mixte de microfiltration et d'ultrafiltration de la firme GAMMA FILTRATION, le modèle utilisé est le MICROLAB 130 S, et est le résultat d'un assemblage d'éléments répertoriés dans le tableau (Tab III.1) [31].

Son assemblage est réalisé comme indiqué sur la figure (Fig III.1).

Tous les indicateurs se trouvent réunis sur un panneau électrique de contrôle. Ce panneau comprend:

- un interrupteur de mise en marche de l'appareil;
- un bouton de mise en marche et un bouton d'arrêt pour chacune des pompes;

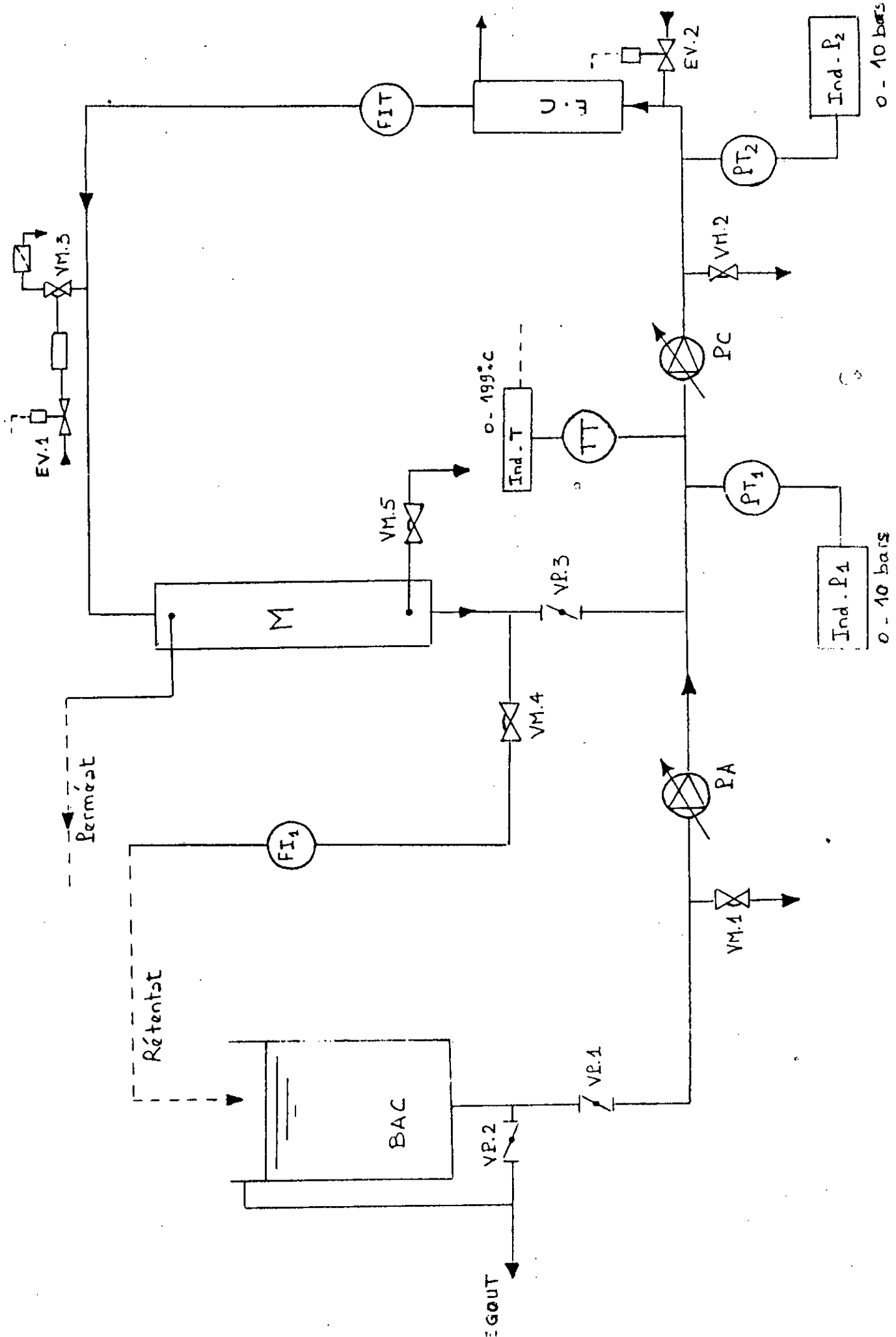


Fig III 1 : schématisation du pilote MICROI AB 130 S

Repère	Désignation
VP ₁	Vanne d'alimentation
VP ₂	Vanne de vidange de la cuve d'alimentation
VP ₃	Vanne d'ouverture de boucle
VM ₁	Vanne de purge de la pompe d'alimentation
VM ₂	Vanne de purge de la pompe de recirculation
VM ₃	Vanne de purge d'air de la boucle
VM ₄	Vanne de réglage de pression
VM ₅	Vanne de vidange du perméat
PA	Pompe d'alimentation
PC	Pompe de circulation
P ₁ -P ₂	Indicateurs numériques de pression
PT ₁ -PT ₂	Capteurs de pression d'entrée et de sortie du module
TT	Sonde de température
T	Indicateur numérique de température
EV ₁ -EV ₂	Electrovannes
EC	Echangeurs de chaleur
FIT	Débitmètre électromagnétique de la boucle
FI	Débitmètre du rétentat
M	Module porte-membrane

Tab III.1 - Désignation des repères du MICROLAB 130 S.

- un bouton d'augmentation du débit de recirculation;
- un bouton de diminution du débit de recirculation;
- un bouton d'arrêt d'urgence qui stoppe toute activité de l'appareil;
- deux indicateurs de pression où peut se faire le réglage des pressions minimale et maximale de travail. Au delà du segment de valeurs ainsi défini, l'appareil s'arrête

automatiquement. Un indicateur concerne la pression à l'entrée du module et l'autre celle à la sortie du module;

- un indicateur de température où peut de faire le réglage de la température maximale et minimale de travail. Comme pour la pression, au delà du segment de valeurs ainsi défini, l'appareil s'arrête.

Les caractéristiques générales du MICROLAB 130 S sont données dans le tableau (Tab III.2).

Température maximale du système	95 °C
Viscosité maximale	900 Cps
Pression maximale du système	8 bars
Volume de la cuve d'alimentation	25 litres
Surface active de la membrane	0,2 m ²
Puissance installée	4,1 kW

Tab III.2 - Caractéristiques générales du MICROLAB 130 S.

III.3.1 - La membrane :

La membrane utilisée est une membrane d'ultrafiltration minérale CERAVER où a lieu une filtration tangentielle (Fig III.2 et III.3). Le diamètre moyen de ses pores est de 500 Angströms (Å). Sa structure est de type asymétrique et comporte donc deux couches:

- Le support : il a les caractéristiques suivantes:

- . Composition : $\text{O Al}_2\text{O}_3$;
- . Diamètre moyen des pores : 15 μm ;
- . Diamètre du canal : 4 mm;
- . Nombre de canaux : 19;
- . Longueur : 850 mm;
- . Surface utile de membrane : 0,2 m²;
- . Pression d'éclatement : > 100 bars.

- La couche active : elle a les caractéristiques suivantes:

- . Composition : oxydes métalliques à base de Zircone;
- . Diamètre moyen des pores : 500 Å;
- . Gamme de PH supportée : 0,5 - 13,5.

Une membrane mince
en céramique.

Un support céramique
à porosité grossière.



Fig III. 2 : vue microscopique de la membrane
CERAVER 500 Å

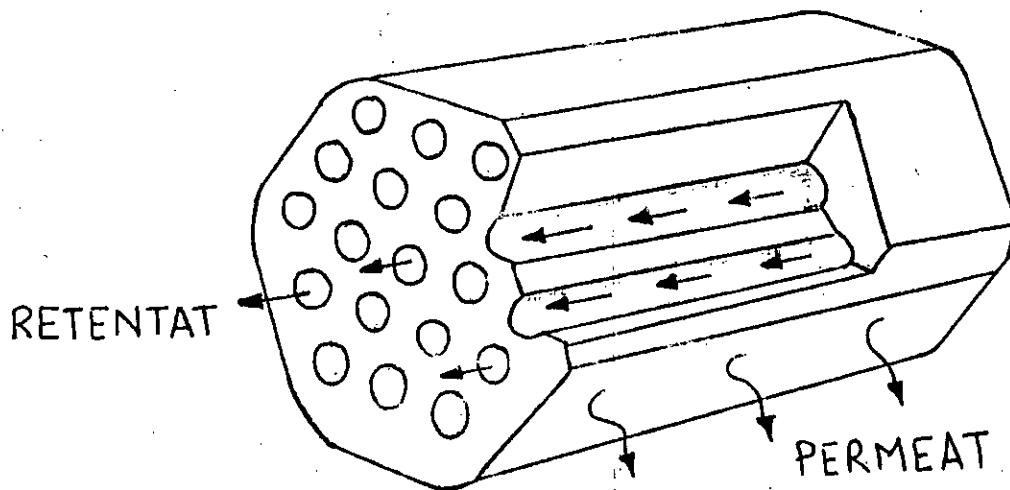


Figure III. 3 : mécanisme de la filtration
tangentielle

III.3.2 - Le module :

C'est un carter cylindrique en acier inoxydable 316 L.

Son montage dans le circuit hydraulique est facilité par des colliers de serrage.

III.3.3 - Fonctionnement de l'appareil d'ultrafiltration :

Le MICROLAB 130 S permet plusieurs modes de fonctionnement. Ceux utilisés dans les différentes manipulations sont les suivants:

III.3.3.1 - Fonctionnement en régime discontinu et boucle ouverte :

Ce mode de fonctionnement permet de déterminer la perméabilité à l'eau de la membrane, on procède comme suit:

- on remplit la cuve d'alimentation avec la solution à filtrer;

- on met en marche l'appareil;

- on ferme les vannes VP₂ et VP₃;

- on ouvre la vanne VP₁ et légèrement la vanne VM₄;

- on met en marche la pompe de circulation;

- on ouvre la vanne VM₃ jusqu'à ce que la solution commence à sortir par celle-ci pour éliminer l'air contenu dans le circuit, puis on la referme;

- on règle la vanne VM₄ afin d'obtenir la pression transmembranaire désirée.

Pour maintenir la concentration de la solution constante, on réinjecte dans la cuve d'alimentation le rejet et le perméat.

III.3.3.2 - Fonctionnement en régime discontinu et boucle fermée :

Ce mode de fonctionnement permet de tracer les courbes de polarisation de concentration, ou d'effectuer des essais de concentration, ou de calculer la perméabilité à l'eau de la membrane neuve, et on procède comme suit:

- on met l'appareil en marche;

- on remplit la cuve d'alimentation;

- on ferme les vannes VP₂ et VP₃ et on ouvre la vanne VP₁

et légèrement la vanne VM_4 ;

- on met en marche la pompe d'alimentation;
- on ouvre la vanne VM_3 pour purger l'air et dès que la solution sort on la referme;
- on met en marche la pompe de circulation;
- on ouvre la vanne VP_3 ;
- on règle la vanne VM_4 afin d'obtenir la pression transmembranaire désirée.

Pour les courbes de polarisation et le calcul de la perméabilité à l'eau de la membrane neuve, le rejet et le perméat sont réinjectés dans la cuve d'alimentation.

Pour les essais de concentration, seul le rejet est réinjecté.

Par ailleurs, l'appareil permet d'autres modes de fonctionnement qui sont les suivants:

- fonctionnement en régime semi-continu en boucle fermée ou ouverte;
- fonctionnement en régime continu en boucle fermée ou ouverte.

CHAPITRE IV

RESULTATS ET INTERPRETATIONS

IV.1 - Introduction :

Le principal but de la partie expérimentale est d'étudier les possibilités de traitement de l'eau de surface de Oued Mazafran par les techniques membranaires. Pour ce faire, on utilisera deux procédés de filtration différents dont on comparera par la suite les résultats. Les procédés en question sont:

- une microfiltration sur papier Watman 0,7 μm ;
- une ultrafiltration sur membrane CERAVER 500 A.

A noter qu'une préfiltration sur tissu de l'eau de surface est faite avant toute filtration. Cette étape joue le rôle de traitement préliminaire.

L'étude de la microfiltration comme technique à membrane n'a pu être réalisée, ceci est dû à l'indisponibilité d'une membrane de microfiltration s'adaptant sur le pilote MICROLAB 9130 S de la firme GAMMA. Néanmoins, une microfiltration sur papier Watman 0,7 μm a été effectuée afin de donner une idée sur les performances de cette technique.

L'étude de l'ultrafiltration comme technique membranaire consiste en la détermination des caractéristiques de la membrane utilisée, à savoir sa perméabilité à l'eau de robinet (prise comme référence) et son taux de rejet, et des caractéristiques du pilote comme appareil de filtration, à savoir le taux de conversion, le facteur de concentration et le passage de sel.

Par ailleurs, comme tout procédé de filtration entraîne un problème de colmatage, l'étude portera par la suite sur le décolmatage de la membrane utilisée.

A noter que, sauf si cela est indiqué, la température

moyenne de l'eau de rivière lors des différents essais est maintenue à la température de l'eau lors du prélèvement, c'est à dire 26 °C. Le débit de reflux est de 400 l/h et le temps d'emportage est donné pour un volume de perméat de 250 ml. L'emportage est l'opération qui consiste à mesurer le temps nécessaire pour remplir un volume V de perméat.

IV.2 - Analyses physico-chimiques et biologiques:

Pour se rendre compte de l'efficacité du traitement de l'eau de surface, il est nécessaire d'effectuer des analyses avant et après filtration, puis de comparer ces résultats. Parallèlement, on se reportera aux valeurs des normes de potabilité établies par les organisations d'hygiène et de sécurité afin de conclure sur le traitement.

Les analyses qui ont été faites concernent les paramètres suivants.

IV.2.1 - La température :

Celle-ci doit être approximativement de 25 °C, mais pour une eau de surface, elle est variable car elle dépend des variations climatiques horaires, quotidiennes, mensuelles...

IV.2.2 - La turbidité :

Elle représente les matières colloïdales d'origine organique ou minérale et elle doit être faible pour permettre ainsi une meilleure désinfection de l'eau, et une élimination de tous polluants adsorbés sur les matières en suspension. Par ailleurs, elle évite tout dépôt dans les réseaux de distribution d'eau potable. Dans le cas contraire, elle cause un rejet de la part de l'utilisateur.

IV.2.3 - La couleur :

Elle est due à la présence de matières organiques dissoutes ou colloïdales (substances humiques) et d'impuretés minérales (fer). Son élimination rend l'eau agréable à boire et s'accompagne de l'élimination de certaines matières organiques indésirables (composés haloformes).

IV.2.4 - Le pH :

Il doit être compris entre 6,5 et 8,5 car au delà de ces limites, l'eau peut causer certains problèmes au niveau du réseau (corrosion dans le cas de pH acide) et pour le consommateur.

IV.2.5 - Les chlorures :

Ils peuvent contribuer à la formation de produits dangereux tels que les trihalométhanes et de ce fait, leur teneur doit être la plus faible possible.

IV.2.6 - Les nitrates :

Ils doivent être éliminé car ils affectent la santé du consommateur. Par exemple, ils sont à l'origine de méthémoglobinémie des nourrissons.

IV.2.7 - Les métaux :

Ils sont à l'origine d'une coloration et de dépôts dans les réseaux, et des corrosions peuvent en résulter. De plus, ils affectent la qualité leptique de l'eau et de ce fait, leur teneur doit être très faible.

IV.2.8 - L'ammonium :

Il n'a pas d'effets appréciables sur la santé du consommateur, mais sa présence dans l'eau est un indicateur de pollution. Il doit cependant être éliminé car il peut permettre à certaines bactéries de proliférer dans les réseaux.

IV.2.9 - La dureté :

Ce paramètre indique principalement la teneur des ions calcium et magnésium. Pour de fortes valeurs, la dureté peut causer des problèmes au consommateur (hypertension), un entartrage des canalisations peut aussi avoir lieu et il serait due au phénomène de précipitation. Par ailleurs, la dureté ne doit pas être trop faible car une corrosion peut avoir lieu dans le réseau. De plus, les éléments décrivant ce paramètre sont indispensables à la nutrition des êtres

humains.

IV.2.10 - La demande biologique en oxygène (DBO₅) :

La DBO₅ est la quantité d'oxygène consommée par les micro-organismes lors de leur dégradation de la matière organique présente dans l'eau pendant cinq jours. Ce paramètre représente la pollution organique carbonée biodégradable, et de fait il doit avoir la plus faible valeur possible.

IV.2.11 - La demande chimique en oxygène (DCO) :

La DCO est la quantité d'oxygène consommée par les matières oxydables contenues dans l'eau. Ce paramètre représente tous les composés organiques et les sels minéraux oxydables. Sa valeur doit être faible car les composés organiques représentent un risque de pollution, ils doivent de ce fait être éliminés.

IV.2.12 - Les germes :

Ils concernent surtout les espèces telles que les coliformes totaux et fécaux et les streptocoques fécaux, qui sont d'origine fécale. Leur élimination doit être certaine car ils peuvent causer des maladies graves, voire mortelles (typhoïde par exemple).

Par ailleurs, d'autres paramètres interviennent dans les tables donnant les normes de potabilité des eaux, leur absence dans les tableaux établis lors de notre étude est due à l'indisponibilité des produits nécessaires pour leur dosage.

Néanmoins, les paramètres mesurés sont en général les plus importants pour une étude de dépollution.

IV.3 - Microfiltration sur papier Watman 0,7 um :

On effectue cette microfiltration comme indiqué dans le Chapitre III. Par la suite, pour se rendre compte de l'efficacité de ce traitement, on effectue des analyses physico-chimiques et biologiques. Les résultats des différentes analyses sont donnés dans le tableau (Tab IV.1).

Ceux-ci permettent de dire qu'à priori cette technique

Paramètres	Eau Brute	Eau Préfiltrée	Eau Micro-filtrée	Normes Potabilité
DBO ₅ (mg O ₂ /l)	28	28	22	(*)
DCO (mg O ₂ /l)	33	33	25	(*)
Turbidité (NTU)	55	55	33	10
Couleur	Brun-vert	Brun-vert	(1)	Incolore
Conductivité (mS/cm ²)	8,8	8,8	8,8	0,4
pH	7,8	7,8	7,8	6,5-8,5
Chlorures (g/l)	2,52	2,52	2,52	0,25
Dureté(°F)	118	118	118	(*)
Nitrates (mg/l)	146	146	146	50
Nitrites (mg/l)	0,2	0,2	0,2	0,1
Matières organiques (mg/l)	42,6	42,6	14	5
Ammonium (mg/l)	2,5	2,5	2,3	0,5
Sodium (g/l)	1,63	1,63	1,63	0,2
Fer (mg/l)	5,6	5,6	5,6	0,2
Germes (/100 ml)	(2)	(2)	(2)	0

Tab IV.1 - Paramètres physico-chimiques et biologiques de l'eau de surface avant et après microfiltration.

(1) : Brun-vert clair; (2) : Indénombrables.

(*) : Données indisponibles.

permet une diminution de la turbidité de l'ordre de 40 %, des matières oxydables d'environ 21 à 24 %, de la matière organique en général de 26%, et de la couleur.

De plus, ces résultats permettent de dire que cette technique n'a aucun effet de rétention sur les ions étudiés et sur les germes de contaminations. Ainsi la microfiltration d'une eau brute chargée en éléments toxiques ou en éléments précurseurs de pollution tels que le chlore, aboutira à une eau ayant sensiblement les mêmes caractéristiques. Les valeurs de ses paramètres resteront donc supérieures aux normes imposées, et ainsi la dépollution n'aura pas lieu.

Donc en première approximation, et en comparaison avec les normes de potabilité de l'OMS, la microfiltration ne permet pas une filtration assez poussée pour être envisagée comme procédé de fabrication d'eau potable.

Ces résultats ne donnent bien sûr qu'un aperçu des capacités de la microfiltration, une étude plus approfondie demeure donc nécessaire à la détermination des possibilités réelles qu'offre cette technique.

IV.4 - Ultrafiltration sur membrane CERAVER 500 A :

L'opération d'ultrafiltration comporte plusieurs étapes qui ont pour but l'utilisation du pilote dans des conditions optimales pour aboutir au traitement le plus efficace à un coût minimal, et répondant aux normes de potabilité. Elles se résument à :

- la détermination de la perméabilité à l'eau de la membrane neuve, qui représente une référence permettant de connaître le degré d'usure de la membrane après utilisation.

- la détermination des courbes de polarisation, grâce auxquelles on définit la plage de valeurs avoisinant la pression optimale d'utilisation de l'appareil de filtration.

- l'utilisation du bilan économique pour la détermination des conditions optimales de fonctionnement du pilote.

- l'application de l'ultrafiltrations dans les conditions définies pour le traitement de l'eau de surface.

- la comparaison des résultats obtenus avec les normes de potabilité pour conclure sur l'efficacité du traitement.

IV.4.1 - Détermination de la perméabilité à l'eau de la membrane neuve:

Pour déterminer la perméabilité à l'eau de la membrane neuve, il est nécessaire d'utiliser une eau de référence qui, dans notre cas, est de l'eau de robinet. On étudie l'évolution du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire en établissant en premier lieu le régime discontinu en boucle ouverte comme indiqué dans le Chapitre III. Par la suite, on fait varier la pression transmembranaire et pour chacune de ses valeurs, on note le temps t_e d'empotage, ce qui nous permet de déterminer le flux de perméat suivant la relation:

$$J_V = \frac{V}{t_e A} \quad (\text{IV.1})$$

A : surface active de la membrane ($A = 0,2 \text{ m}^2$).

Par ailleurs, la pression transmembranaire DP est donnée par l'équation:

$$DP = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad (\text{IV.2})$$

P_1 : pression à l'entrée du module (bar);

P_2 : pression à la sortie du module (bar).

La température à laquelle a été effectué l'essai est de 26 °C, les résultats sont résumés dans le tableau (Tab IV.2).

P_1 (bar)	0,35	0,60	0,80	1,00	1,40	1,80	2,40
P_2 (bar)	0,35	0,60	0,80	1,00	1,40	1,80	2,40
DP (bar)	0,35	0,60	0,80	1,00	1,40	1,80	2,40
t_e (s)	15,0	8,8	6,6	5,3	3,7	3,0	2,2
J_V (l/h m^2)	300	511	682	849	1216	1500	2045

Tab IV.2 : Evolution du débit de perméat en fonction de la pression transmembranaire.

La courbe obtenue par $J_V = f(DP)$, représentée dans la figure (Fig IV.1), est une droite passant par l'origine des axes, et ainsi la variation du débit de perméat en fonction de la pression transmembranaire, lors de l'opération

d'ultrafiltration de l'eau de robinet, est linéaire conformément à la relation de Darcy (II.3).

La perméabilité à l'eau de la membrane neuve, pour une température de 26 °C est $L_p = 848 \text{ l/h m}^2 \text{ bar}$.

IV.4.1.1 - Influence de la température sur la perméabilité à l'eau de la membrane neuve :

Pour procéder à cette étude, on établit le régime discontinu en boucle ouverte comme indiqué au Chapitre III. On fixe la pression transmembranaire DP à 1 bar et à chaque valeur de la température, on note le temps d'empotage t_e .

D'après la relation de Darcy:

$$L_p = \frac{J_v}{DP} = \frac{V}{A t_e DP} \quad (IV.3)$$

Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.3).

T (°C)	22,6	24,1	25,6	28,5	30,1	31,6	33,1
t_e (s)	5,8	5,6	5,3	5,1	4,8	4,6	4,5
L_p (l/h m ² bar)	780	804	849	882	938	978	1000

Tab IV.3 - Evolution de la perméabilité en fonction de la température.

La courbe $L_p = f(T)$, représentée dans la figure (Fig IV.2), est une droite d'équation:

$$L_p = 21,4 T + 291,4 \quad (IV.4)$$

Ainsi, lors du procédé d'ultrafiltration, la variation de la perméabilité à l'eau de la membrane neuve en fonction de la température est linéaire. Cette variation (et non pas la linéarité) est due au fait que la viscosité de l'eau est fonction de la température comme l'illustre le tableau (Tab IV.4) et la figure (Fig IV.3).

T (°C)	5	10	15	20	25	30	35
μ (Pa s)	1,523	1,301	1,138	1,007	0,895	0,800	0,723

Tab IV.4 - Viscosité de l'eau en fonction de la température.

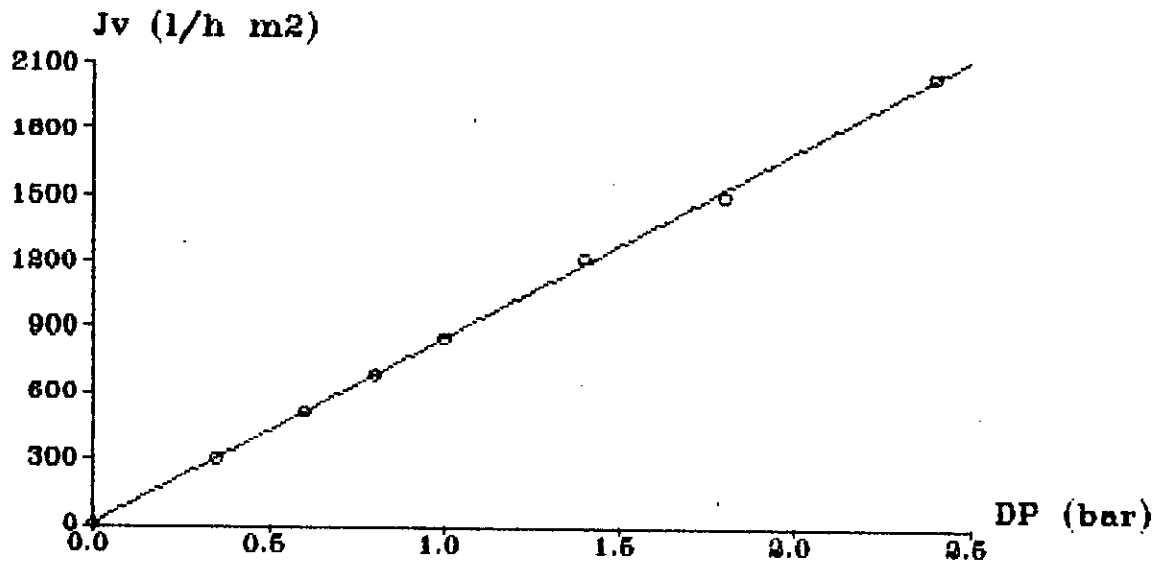


Fig IV.1 : Variation du flux de permeat en fonction de la pression transmembranaire a T = 26 C

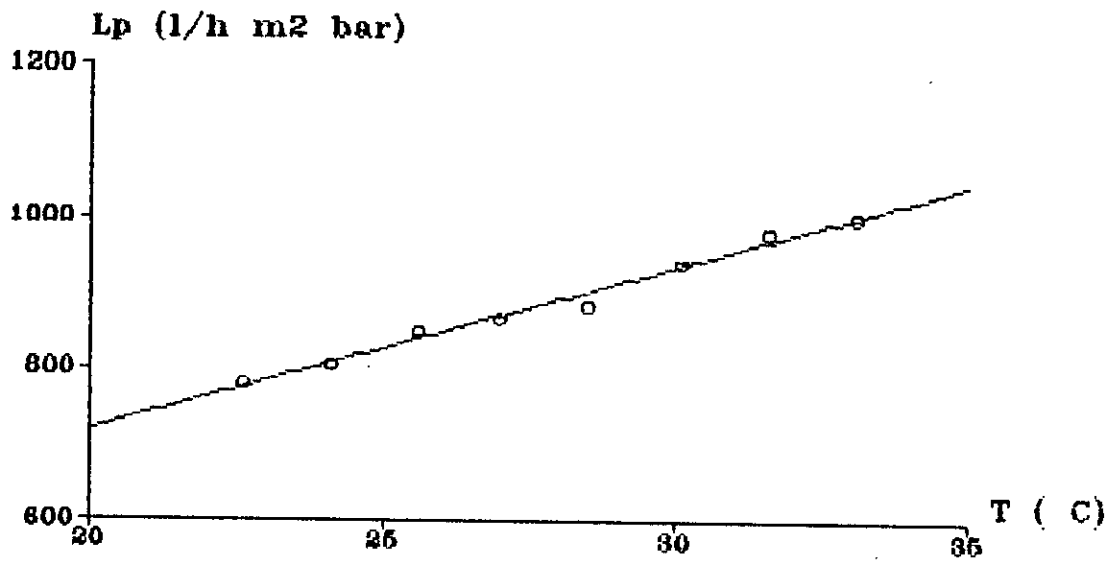


Fig IV.2 : Influence de la temperature sur la permeabilite a l'eau de la membrane

Par ailleurs, la relation de Poiseuille donne:

$$J_v = \frac{N \pi r^4}{8 \mu} \frac{DP}{e} \quad (\text{II.9})$$

Donc, une augmentation de la température induit une diminution de la viscosité de l'eau, et par conséquent une augmentation du flux de perméat, et donc de la perméabilité de la membrane.

L'étude de la deuxième caractéristique de la membrane, à savoir son taux de rejet, sera effectuée ultérieurement car elle nécessite la connaissance des conditions hydrodynamiques optimales d'utilisation du pilote. Celles-ci seront déterminées après l'étude du bilan économique.

IV.4.2 - Influence des paramètres hydrodynamiques sur le débit de perméat:

Les paramètres hydrodynamiques intervenant lors de cette étude sont la pression transmembranaire, la vitesse de recirculation et les pertes de charge.

IV.4.2.1 - Influence de la pression transmembranaire et de la vitesse de recirculation sur le flux de perméat:

L'appareil de filtration fonctionne en régime discontinu en boucle fermée comme indiqué dans le Chapitre III. On fixe ensuite la vitesse de recirculation, on fait varier la pression transmembranaire et pour chaque valeur de cette dernière, on mesure le temps d'empotage. Les résultats obtenus pour chaque vitesse de recirculation sont résumés dans les tableaux (Tab IV.5, IV.6, IV.7, IV.8 et IV.9). Ces derniers permettent le tracé des courbes de polarisation données par la relation:

$$J_v = f(DP, U) \quad (\text{IV.5})$$

Toutes les courbes de polarisation sont données par la figure (Fig IV.4)

Par ailleurs, avant de passer à une nouvelle courbe de polarisation, on effectue une régénération de la membrane et on vérifie que la nouvelle valeur de sa perméabilité à l'eau correspond à la valeur initiale.

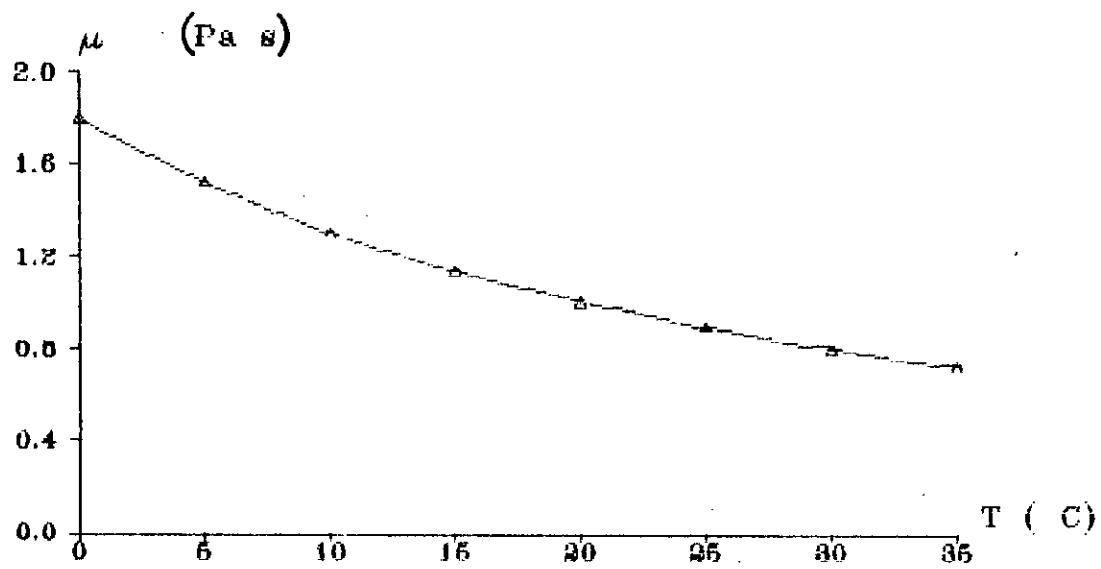


Fig IV.3 : Influence de la temperature sur la viscosite

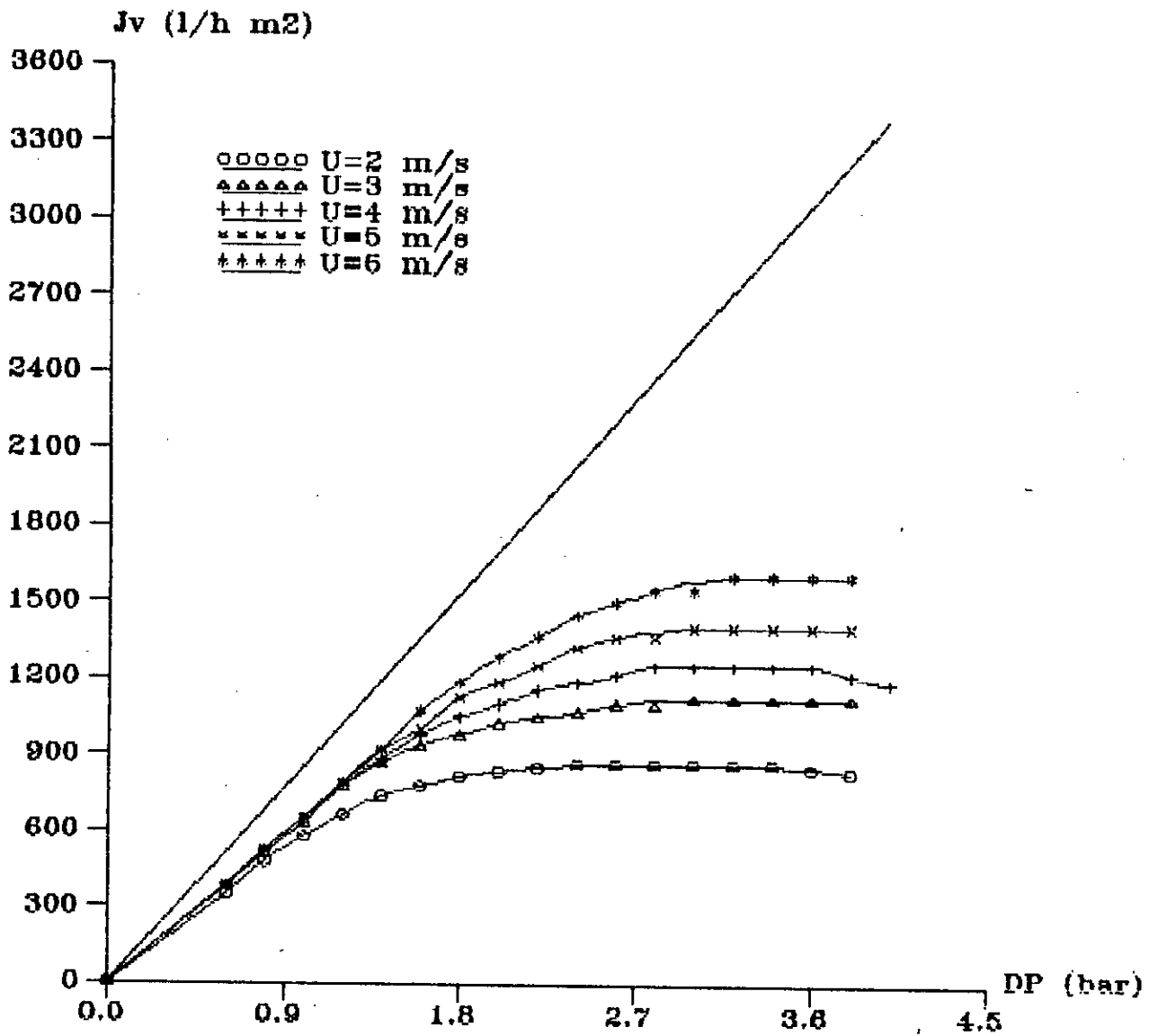


Fig IV.4 : Influence de la pression transmembranaire et de la vitesse de recirculation sur le flux de permeat

U = 2 m/s				
P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	DP (bar)	t _e (s)	J _v (l h ⁻¹ m ⁻¹)
0,70	0,50	0,60	12,9	349
0,91	0,71	0,81	9,4	479
1,10	0,90	1,00	7,8	577
1,32	1,12	1,22	6,8	662
1,51	1,31	1,41	6,1	738
1,70	1,50	1,60	5,8	776
1,90	1,70	1,80	5,5	818
2,10	1,90	2,00	5,4	833
2,28	2,08	2,18	5,3	849
2,50	2,30	2,40	5,2	865
2,71	2,51	2,61	5,2	865
2,90	2,70	2,80	5,2	865
3,11	2,91	3,01	5,2	865
3,30	3,10	3,20	5,2	865
3,50	3,30	3,40	5,2	865
3,72	3,52	3,62	5,3	849
3,91	3,71	3,81	5,4	833

Tab IV.5

U = 3 m/s				
P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	DP (bar)	t _e (s)	J _v (l h ⁻¹ m ⁻¹)
0,79	0,41	0,60	11,8	391
0,99	0,61	0,80	8,8	511
1,21	0,83	1,02	7,1	634
1,40	1,02	1,21	5,8	776
1,62	1,24	1,43	5,2	865
1,80	1,42	1,61	4,8	938
1,97	1,59	1,78	4,6	978
2,19	1,81	2,00	4,4	1023
2,38	2,00	2,19	4,3	1047
2,60	2,22	2,41	4,2	1071
2,79	2,41	2,60	4,1	1098
3,00	2,62	2,81	4,1	1098
3,19	2,81	3,00	4,0	1125
3,39	3,01	3,20	4,0	1125
3,59	3,23	3,41	4,0	1125
3,78	3,42	3,60	4,0	1125
4,01	3,63	3,82	4,0	1125

Tab IV.6

Tab IV.5 et IV.6 : Influence de la vitesse de recirculation et de la pression transmembranaire sur le flux de perméat.

U = 4 m/s				
P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	DP (bar)	t _e (s)	J _v (l h ⁻¹ m ⁻¹)
0,92	0,28	0,60	11,8	381
1,12	0,48	0,80	8,8	511
1,32	0,68	1,00	7,1	634
1,53	0,89	1,21	5,8	776
1,72	1,10	1,41	5,1	882
1,95	1,31	1,63	4,6	978
2,13	1,49	1,81	4,3	1047
2,32	1,68	2,00	4,1	1098
2,51	1,87	2,19	3,9	1154
2,72	2,08	2,40	3,8	1184
2,92	2,28	2,60	3,7	1216
3,14	2,50	2,82	3,7	1216
3,32	2,68	3,00	3,6	1250
3,50	2,86	3,18	3,6	1250
3,72	3,08	3,40	3,6	1250
3,92	3,28	3,60	3,7	1216
4,12	3,48	3,80	3,8	1184

Tab IV.7

U = 5 m/s				
P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	DP (bar)	t _e (s)	J _v (l h ⁻¹ m ⁻¹)
1,27	0,33	0,80	8,6	523
1,47	0,53	1,00	6,9	652
1,69	0,75	1,22	5,7	789
1,87	0,93	1,40	4,9	918
2,07	1,15	1,61	4,5	1000
2,29	1,35	1,82	4,0	1125
2,47	1,53	2,00	3,9	1184
2,65	1,71	2,18	3,6	1250
2,87	1,93	2,40	3,4	1324
3,07	2,13	2,60	3,3	1364
3,25	2,31	2,78	3,3	1364
3,47	2,53	3,00	3,2	1406
3,69	2,75	3,22	3,2	1406
3,87	2,93	3,40	3,2	1406
4,06	3,12	3,59	3,2	1406
4,27	3,33	3,80	3,2	1406

Tab IV.8

Tab IV.7 et IV.8 : Influence de la vitesse de recirculation et de la pression transmembranaire sur le flux de perméat.

U = 6 m/s				
P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	DP (bar)	t _e (s)	J _v (l h ⁻¹ m ⁻¹)
1,47	0,17	0,82	8,6	523
1,65	0,35	1,00	6,9	652
1,83	0,55	1,19	5,7	782
2,07	0,77	1,42	4,9	918
2,25	0,95	1,60	4,2	1071
2,47	1,17	1,82	3,8	1184
2,65	1,35	2,00	3,5	1286
2,83	1,55	2,19	3,3	1364
3,05	1,75	2,40	3,1	1452
3,25	1,95	2,60	3,0	1500
3,47	2,16	2,82	2,9	1552
3,67	2,36	3,02	2,9	1552
3,83	2,53	3,18	2,8	1607
4,05	2,75	3,40	2,8	1607
4,25	2,93	3,59	2,8	1607
4,46	3,16	3,81	2,8	1607
4,63	3,33	3,98	2,8	1607

Tab IV.9

Tab IV.9 : Influence de la vitesse de recirculation et de la pression transmembranaire sur le flux de perméat.

Les courbes de polarisation obtenues permettent les déductions suivantes:

- Aux faibles pressions, le flux de perméat varie linéairement avec la pression et ce, quelle que soit la vitesse de recirculation. De plus, les courbes obtenues se confondent presque. Il en résulte que la vitesse de recirculation n'a aucun effet sur le flux de perméat.

Par ailleurs, la linéarité des courbes de polarisation implique que la présence de solutés dans l'eau à traiter n'entraîne pas de colmatage important, qui induirait une diminution de la surface filtrante et donc du flux de perméat, ce qui n'est d'ailleurs pas le cas. Cette présence n'entraîne pas non plus une forte polarisation de concentration induisant une diminution du coefficient de transfert de matière. Ceci se traduirait par la présence d'un palier au niveau de la courbe de polarisation, ce qui n'est pas le cas non plus.

Par ailleurs, l'écart entre la courbe de perméabilité à l'eau de la membrane et les courbes de polarisation est faible, ceci confirme que le colmatage de la membrane n'est pas important. De plus, ces courbes de polarisation sont en accord avec les lois de Poiseuille et Darcy qui ne prennent pas en compte les phénomènes de polarisation ou de colmatage, et ceci confirme encore que ces derniers sont faibles.

- Aux moyennes pressions, les courbes de polarisation s'écartent du cas idéal, à savoir de la courbe de perméabilité à l'eau de la membrane. Cet écart se manifeste d'autant plus vite que la vitesse de recirculation est faible. En effet, un accroissement de cette dernière implique une augmentation des forces de cisaillement sur la surface de la membrane, empêchant ainsi les dépôts de particules d'une part, et assurant d'autre part un raclage en permanence de la membrane et donc un décolmatage de celle-ci. Par ailleurs, l'écart observé montre l'effet des phénomènes de polarisation de concentration ou de colmatage de la membrane sur le flux de perméat.

- Aux fortes pressions, le flux de perméat, quelle que

soit la vitesse de recirculation, atteint un palier d'autant plus élevé que l'est cette dernière. Une décroissance peut même avoir lieu. Ainsi, la pression n'a plus aucun effet sur le flux de perméat, ceci peut être dû à une très forte polarisation de concentration, à un dépôt de particules sur la surface de la membrane ou à une adsorption de solutés sur celle-ci, provoquant son colmatage.

En somme, l'accroissement de la vitesse de recirculation a pour effet d'augmenter le flux de perméat sans pour autant élever la pression transmembranaire, et par conséquent sans augmenter l'énergie de pompage.

IV.4.2.2 - Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge :

On établit un régime discontinu en boucle fermée puis on fait varier le débit de recirculation, et pour chacune de ses valeurs, on calcule les pertes de charge DP_F correspondantes, données par la relation:

$$DP_F = P_1 - P_2 \quad (IV.6)$$

A noter que les eaux utilisées pour réaliser cette expérience sont l'eau de robinet, prise comme référence, et l'eau de surface. Les résultats obtenus pour ces deux eaux sont résumés dans les tableaux (Tab IV.10 et IV.11) à partir desquels on tracera la courbe donnée par l'équation :

$$DP_F = f(Q_V) \quad (IV.7)$$

Cette courbe est représentée sur la figure (Fig IV.5).

Dans les deux cas, les courbes tracées sont de type puissance, et l'équation correspondante pourrait être:

$$DP_F = a Q_V^b \quad (IV.8)$$

soit:

$$\ln DP_F = \ln a + b \ln Q_V \quad (IV.9)$$

En se basant sur les données des tableaux (Tab IV.10 et IV.11), on trace les courbes $\ln DP_F = f(\ln Q_V)$ représentées sur la figure (Fig IV.6). On obtient une droite pour chaque eau utilisée, ce qui est en accord avec la relation (IV.9). Par identification, on obtient les équations suivantes:

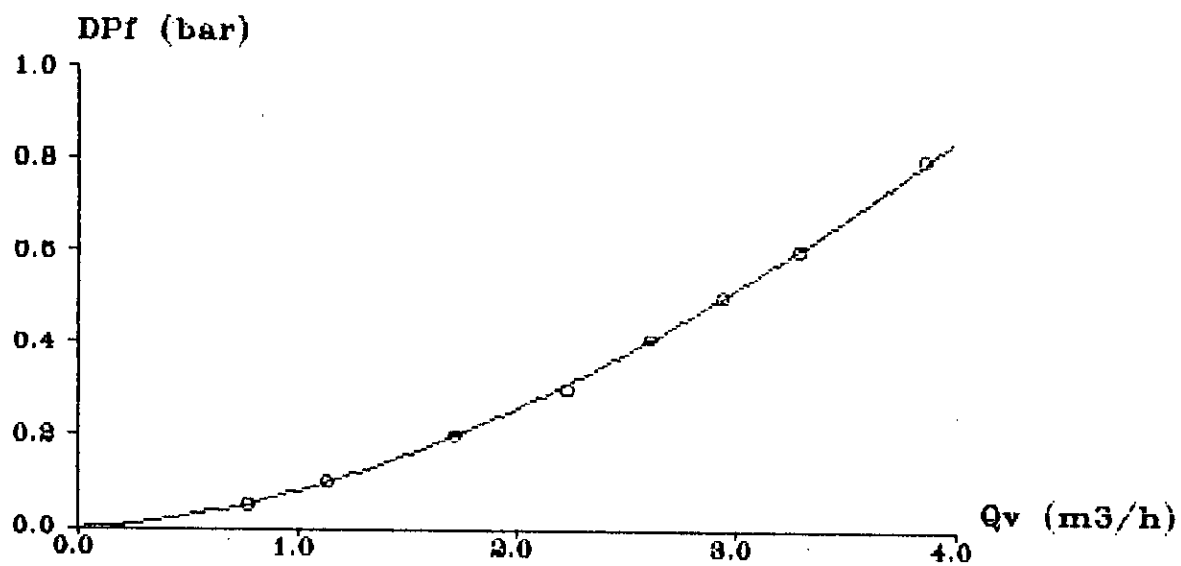


Fig IV.5 : Influence du debit de recirculation sur les pertes de charge

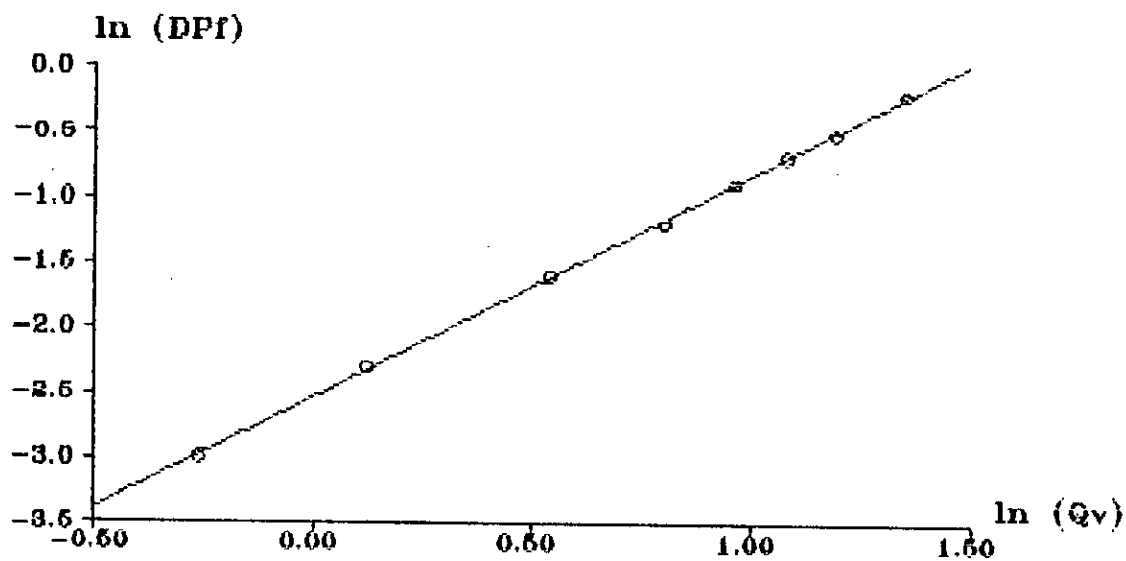


Fig IV.6 : Influence de la vitesse de recirculation sur les pertes de charge

Q_V (m ³ /h)	0,77	1,13	1,72	2,23	2,61	3,29	3,86
DP_F (bar)	0,05	0,10	0,20	0,30	0,41	0,60	0,80
$\ln(Q_V)$	-0,26	0,12	0,54	0,80	0,96	1,19	1,35
$\ln(DP_F)$	-3,00	-2,30	-1,60	-1,20	-0,90	-0,51	-0,22

Tab IV.10 - Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge pour l'eau pure.

Q_V (m ³ /h)	0,78	1,16	1,76	2,20	2,62	3,30	3,88
DP_F (bar)	0,05	0,10	0,20	0,30	0,41	0,60	0,80
$\ln(Q_V)$	-0,26	0,12	0,54	0,80	0,96	1,19	1,35
$\ln(DP_F)$	-3,00	-2,30	-1,60	-1,20	-0,90	-0,51	-0,22

Tab IV.11 - Influence du débit de recirculation sur les pertes de charge pour l'eau de surface.

* pour l'eau de référence (eau de robinet):

$$DP_F = 0,08 Q_V^{1,71} \quad (IV.10)$$

* pour l'eau de surface:

$$DP_F = 0,08 Q_V^{1,71} \quad (IV.11)$$

La figure (Fig IV.5) permet de dire que les pertes de charge sont une fonction puissance du débit ou de la vitesse de recirculation. Ainsi, une forte valeur de celle-ci entraînerait d'importantes pertes de charge et donc d'importantes dépenses d'énergie. Un compromis dépense énergétique - vitesse de recirculation doit être trouvé, ceci est réalisable en établissant un bilan économique de l'opération d'ultrafiltration. Celui-ci permettra, par la même, la détermination des conditions hydrodynamiques optimales de fonctionnement du dispositif utilisé.

IV.4.3 - Bilan économique:

Selon l'étude de SHEN et PROBSTEIN [16], le coût global par unité de temps K_0 de l'opération d'ultrafiltration correspond:

- au coût de l'investissement K_1 , supposé proportionnel à la surface de la membrane. Ce coût est donné par la relation:

$$K_1 = K_C A \quad (\text{IV.12})$$

où A : surface de la membrane (m^2);

K_C : coût d'investissement par unité de temps et de surface ($3,36 \cdot 10^{-4} \text{ DA/m}^2 \text{ s}$);

- au coût de l'énergie de pompage K_2 due aux pertes de charge. Il est donné par la relation:

$$K_2 = K_e Q_C DP_F \quad (\text{IV.13})$$

avec:

K_e : coût de l'énergie ($8,61 \cdot 10^{-8} \text{ DA/J}$);

Q_C : débit de recirculation (m^3/s);

DP_F : pertes de charge au niveau de la membrane (P_a), elles sont données par la relation (IV.6).

- au coût de l'énergie de pompage K_3 due à la chute de pression DP que subit le perméat à travers la membrane. Il est donné par la relation:

$$K_3 = K_e Q_p DP \quad (\text{IV.14})$$

avec:

Q_p : débit de perméat (m^3/s);

DP : pression transmembranaire, elle est donnée par la relation (IV.2).

Ainsi le coût global sera:

$$K_0 = K_C A + K_e Q_C DP_F + K_e Q_p DP \quad (\text{IV.15})$$

$$Q_p = J_v A \quad (\text{IV.16})$$

d'où la relation :

$$\frac{K_0}{Q_p} = K_p DP + \frac{K_C}{J_v} \left(\frac{K_p Q_C DP_F}{K_C A} + 1 \right) \quad (\text{IV.17})$$

Pour obtenir le meilleur bilan économique, et de ce fait déterminer les conditions hydrodynamiques optimales d'utilisation du pilote d'ultrafiltration, à savoir la pression, les pertes de charge et la vitesse de recirculation, on procède comme suit:

- on établit le régime discontinu en boucle fermée comme indiqué dans le Chapitre III;

- on fixe la pression transmembranaire, on fait varier la

vitesse de recirculation et on mesure le temps d'empotage t puis on calcule le flux de perméat.

Cette opération est effectuée pour plusieurs pressions.

Les résultats obtenus sont résumés dans les tableaux (Tab IV.12, IV.13, IV.14 et IV.15).

Ces résultats permettront par la suite de tracer les courbes $K_0/Q_p = f(U)$ correspondant à chaque valeur de la pression transmembranaire et représentées dans la figure (Fig IV.7). Ces courbes contiennent un minima qui correspond au meilleur bilan économique. Ce minima représente les valeurs optimales des paramètres hydrodynamiques qui d'après la figure (Fig IV.7) sont les suivantes:

$$DP = 3,6 \text{ [bar]; } U = 2,8 \text{ [m/s]; } K_0/Q_p = 0,601.$$

En somme, par souci d'économie et selon la figure (Fig IV.7), les essais de concentration d'une eau de surface sur membrane CERAVER 500 Å seront effectués dans les conditions citées ci-dessus.

IV.4.4 - Essais de concentration :

La connaissance des conditions hydrodynamiques optimales de fonctionnement du pilote; à savior: $DP=3,6$ bar, $U=2,9$ m/s et $K_0/Q_p=0,601$, permet d'effectuer des essais de concentration. Pour ce faire, on établit un régime discontinu en boucle fermée, la sortie de perméat n'alimentant pas le pilote. Par la ensuite, on suit l'évolution du taux de rejet, du taux de conversion, du facteur de concentration et du passage de sel en fonction du temps.

IV.4.4.1 - Evolution du taux de rejet dans le temps :

Le taux de rejet, donné par la relation (II.1), caractérise la membrane utilisée. Pour suivre son évolution dans le temps, on procède comme indiqué dans le paragraphe (SIV.4.4), puis on prélève un volume de perméat. Par la suite on détermine les paramètres physico-chimiques et biologiques du perméat prélevé. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.16), et représentés sur la figure (Fig IV.8).

Celle-ci nous permet de dire qu'au début de l'opération d'ultrafiltration, le taux de rejet croît assez rapidement.

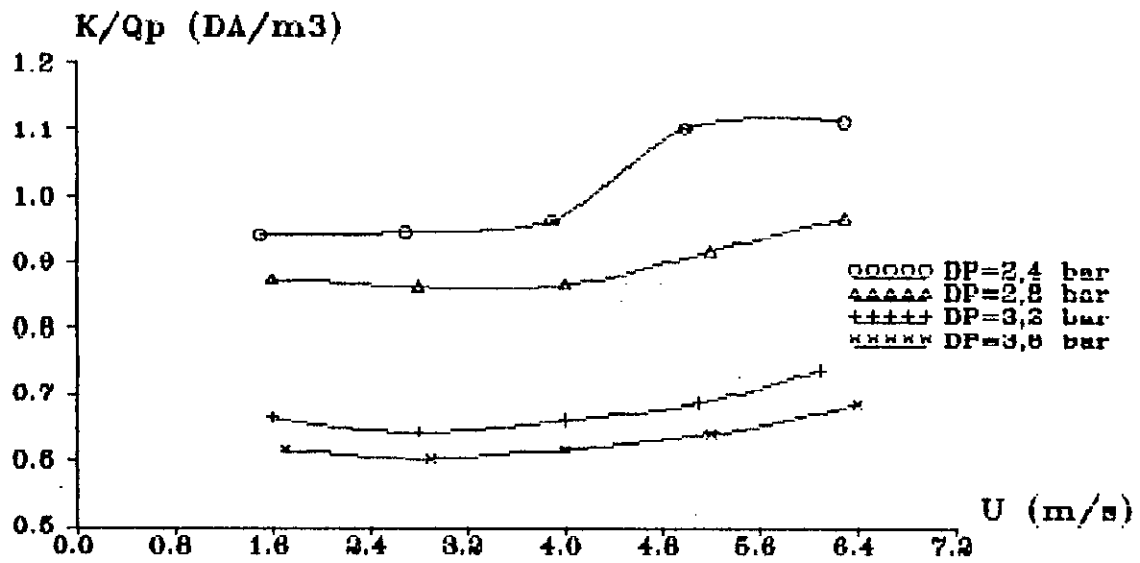


Fig IV.7 : Influence des parametres hydrodynamiques sur le cout global de l'ultrafiltration

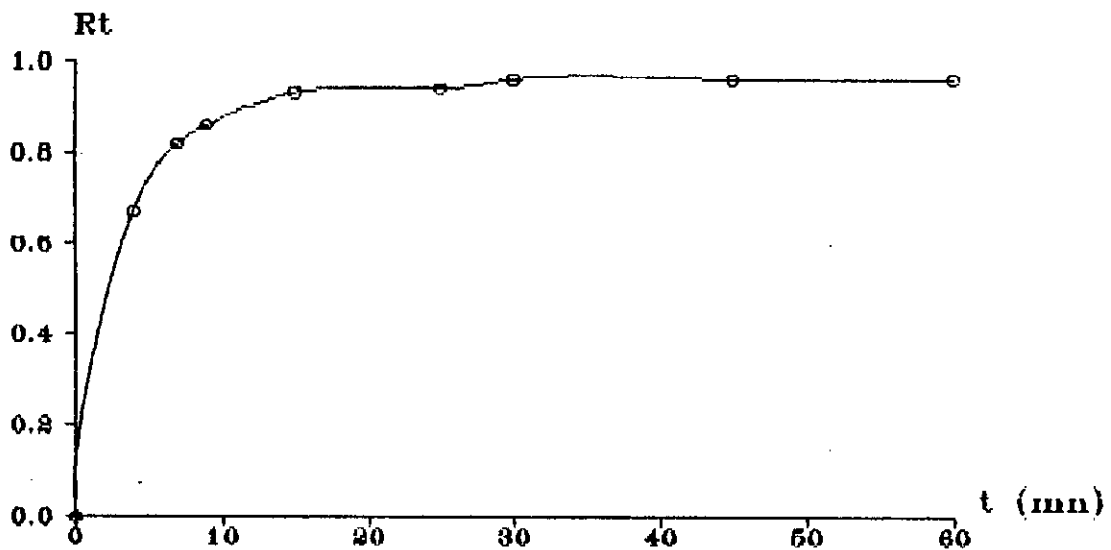


Fig IV.8 : Evolution du taux de rejet dans le temps

P_1 (bar)	2,45	2,54	2,68	2,85	3,08
P_2 (bar)	2,35	2,26	2,12	1,95	1,72
DP_F (bar)	0,10	0,28	0,56	0,90	1,36
J_V (m ³ /h m ²)	1,32	1,34	1,37	1,38	1,40
Q_V (m ³ /h)	1,31	2,33	3,33	4,33	5,44
U (m/s)	1,5	2,7	3,9	5,0	6,3
K/Q_P (DA/m ³)	0,941	0,944	0,962	1,019	1,112

Tab IV.12 - Influence des différents paramètres hydrodynamiques sur le coût global de l'ultrafiltration pour $DP=2,4$ bar.

P_1 (bar)	2,85	2,94	3,08	3,27	3,46
P_2 (bar)	2,75	2,66	2,52	2,33	2,14
DP_F (bar)	0,10	0,28	0,56	0,94	1,32
J_V (m ³ /h m ²)	1,43	1,48	1,54	1,56	1,61
Q_V (m ³ /h)	1,38	2,41	3,46	4,51	5,43
U (m/s)	1,6	2,8	4,0	5,2	6,3
K/Q_P (DA/m ³)	0,874	0,861	0,864	0,916	0,967

Tab IV.13 - Influence des différents paramètres hydrodynamiques sur le coût global de l'ultrafiltration pour $DP=2,8$ bar.

P_1 (bar)	3,24	3,33	3,46	3,62	3,84
P_2 (bar)	3,16	3,07	2,94	2,78	2,56
DP_F (bar)	0,08	0,26	0,52	0,84	1,28
J_V (m ³ /h m ²)	1,91	2,01	2,04	2,08	2,12
Q_V (m ³ /h)	1,40	2,43	3,48	4,39	5,48
U (m/s)	1,6	2,8	4,0	5,1	6,1
K/Q_P (DA/m ³)	0,663	0,643	0,659	0,685	0,737

Tab IV.14 - Influence des différents paramètres hydrodynamiques sur le coût global de l'ultrafiltration pour $DP=3,2$.

P_1 (bar)	3,65	3,75	3,86	4,04	4,25
P_2 (bar)	3,55	3,45	3,34	3,16	2,95
DP_F (bar)	0,10	0,30	0,52	0,88	1,30
J_V (m ³ /h m ²)	2,08	2,18	2,20	2,27	2,32
Q_V (m ³ /h)	1,47	2,49	3,41	4,49	5,47
U (m/s)	1,7	2,9	4,0	5,2	6,4
K/Q_P (DA/m ³)	0,616	0,601	0,616	0,639	0,684

Tab IV.15 - Influence des différents paramètres hydrodynamiques sur le coût global de l'ultrafiltration pour $DP=3,6$ bar.

t (mn)	0	4	7	9	15	25	30
C_p (mg/l)	42,3	14,0	7,5	6,0	3,0	2,5	1,8
R_t	0,00	0,67	0,82	0,86	0,93	0,94	0,96

Tab IV.16 : Evolution du taux de rejet dans le temps.

Par la suite, son augmentation se fait de plus en plus lentement jusqu'à atteindre un palier à partir d'un temps t donné par la figure (Fig IV.8). La valeur de t dans notre cas est:

$$t = 18 \text{ mn}$$

IV.4.4.2 - Evolution du taux de conversion dans le temps :

Le taux de conversion est donné par la relation (II.4).

L'étude de son évolution dans le temps est réalisée en opérant comme indiqué au paragraphe (§IV.4.4). Ensuite on mesure le temps d'emportage t . Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.17) et représentés par la figure (Fig IV.9). Cette figure permet de dire que le taux de conversion diminue dans le temps jusqu'à atteindre une valeur limite qui se traduit par la présence d'un palier. Ce dernier est atteint après un temps de fonctionnement du pilote $t = 30$ mn.

t (mn)	J_V (l/h m ²)	Y (%)
0	840	63,35
4	750	60,68
7	540	52,63
9	480	49,69
11	430	47,09
15	350	41,73
20	300	38,01
25	260	35,20
30	240	33,06
45	240	33,06
60	240	33,06

Tab IV.17 : Evolution du taux de conversion dans le temps.

Cette décroissance peut être due aux phénomènes de polarisation de concentration et de colmatage qui induisent une baisse du flux de perméat et par conséquent, une baisse du taux de conversion.

D'autre part, le tracé de la courbe $Y = f(t)$ est équivalent à celui de la courbe $J_V = f(t)$ d'après les relations (II.4) et (IV.1). La combinaison de ces deux relations nous donne:

$$J_V = Q_e Y / A \quad (\text{IV.18})$$

De ce qui précède, il est utile de montrer l'influence du temps ainsi que celle du taux de conversion sur le flux de perméat. A cet effet nous représentons le flux de perméat en fonction du temps sur la figure (Fig IV.10).

Par ailleurs, le tracé de la courbe $J_V = f(Y)$, représentée sur la figure (Fig IV.11), montre que le flux de perméat croît avec le taux de conversion et que l'équation (II.4) est en accord avec l'expérience. L'équation obtenue est:

$$J_V = 6,2 \cdot 10^{-2} \exp(4,1 \cdot 10^{-2} \cdot Y) \quad (\text{IV.19})$$

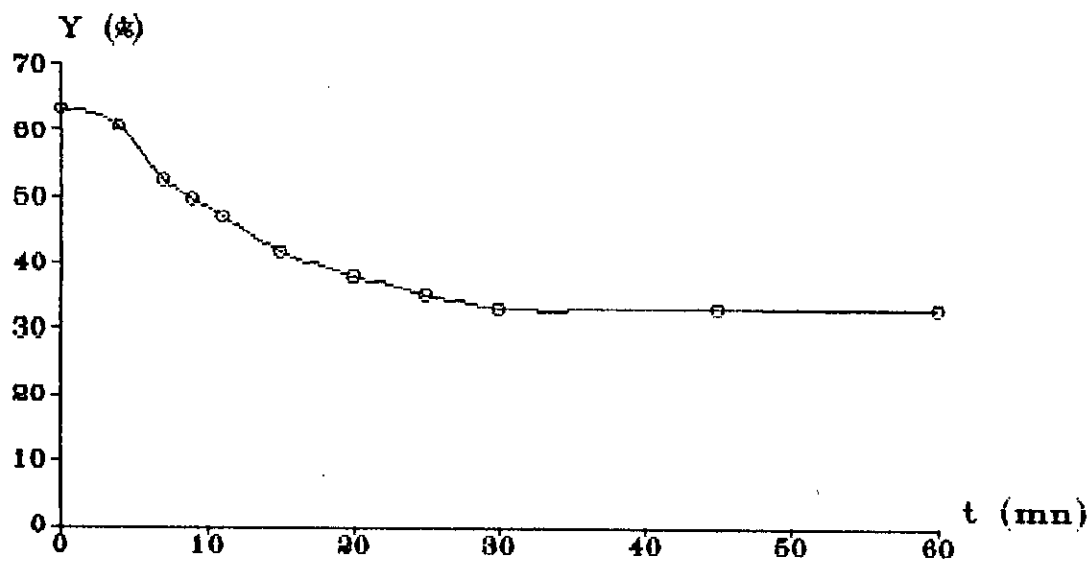


Fig IV.9 : Evolution du taux de conversion dans le temps

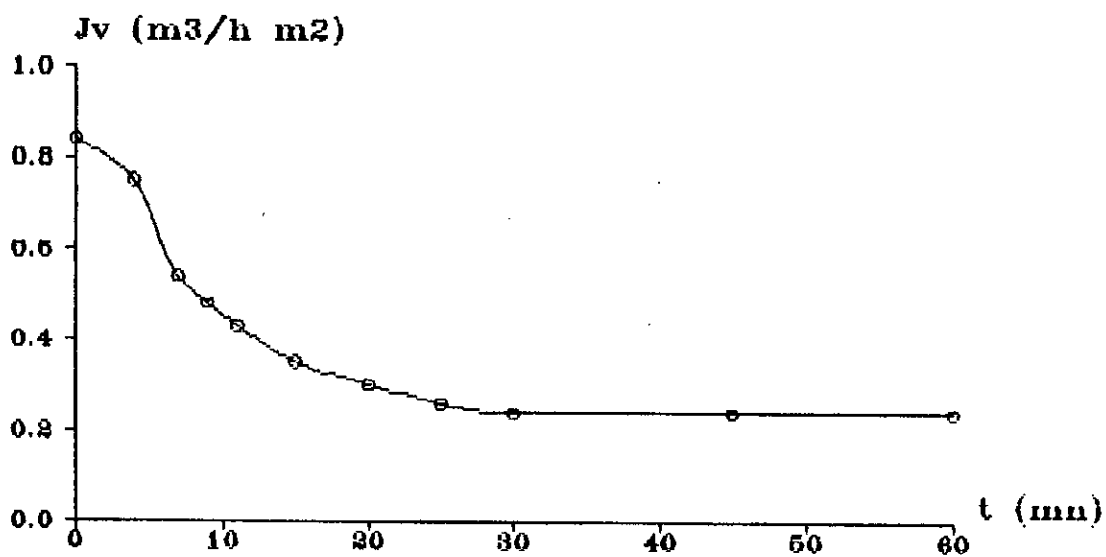


Fig IV.10 : Evolution du flux de permeat dans le temps

IV.4.4.3 - Evolution du facteur de concentration dans le temps:

Le facteur de concentration est en relation avec le taux de conversion, il est donné par l'équation (II.5). Pour étudier son évolution dans le temps, on procède comme indiqué au paragraphe (§ IV.4.4), puis on mesure le temps d'empotage et en même temps, on effectue un prélèvement du rétentat. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.18) et représentés par la figure (Fig IV.12).

t (mn)	J_V (l/h m ²)	FC
0	840	2,73
4	750	2,54
7	540	2,11
9	480	1,99
11	430	1,89
15	350	1,72
20	300	1,61
25	260	1,54
30	240	1,49
45	240	1,49
60	240	1,49

Tab IV.18 : Evolution du facteur de concentration dans le temps.

Les déductions faites à partir de cette figure sont les suivantes:

Le facteur de concentration décroît avec le temps mais par la suite, il se stabilise jusqu'à atteindre un palier. Celui-ci est atteint au bout de $t = 30$ minutes.

La décroissance observée peut être due aux phénomènes de colmatage et de polarisation de concentration qui induisent une baisse du flux, et de ce fait une baisse du facteur de concentration.

Par ailleurs, le tracé de la courbe $J_V=f(FC)$, représentée

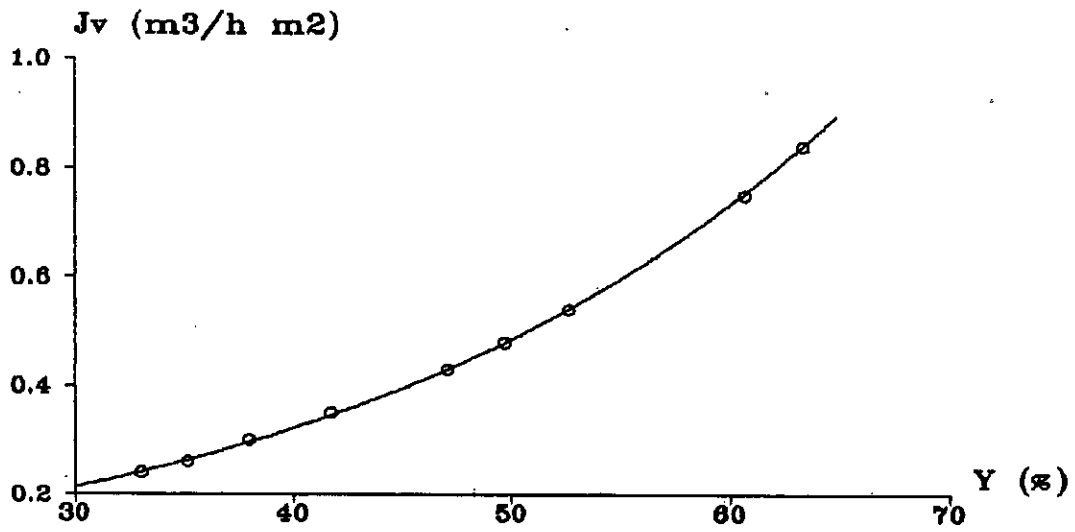


Fig IV.11 : Influence du taux de conversion sur le flux de permeal

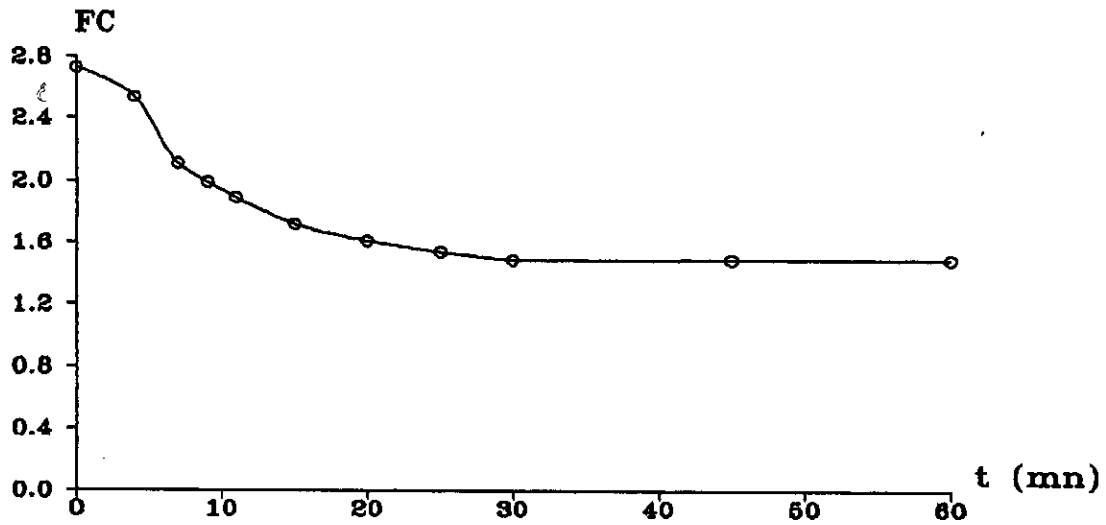


Fig IV.12 : Evolution du facteur de concentration dans le temps

sur la figure (Fig IV.13), montre que le facteur de concentration croît linéairement avec le flux de perméat, l'équation de la droite obtenue est:

$$J_v = 0,49 FC - 0,49 \quad (\text{IV.20})$$

IV.4.4.4 - Evolution du passage de sel dans le temps:

Le passage de sel est donné par la relation (II.6). L'étude de son évolution dans le temps est effectuée comme indiqué au paragraphe (§ IV.4). Ensuite, on effectue des prélèvements du perméat, puis on procède aux analyses biologiques et physico-chimiques de ce dernier.

Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.19) et représentés par la figure (Fig IV.14).

t (mn)	0	4	7	9	15	25	30
C _p (mg/l)	42,3	14,0	7,5	6,0	3,0	2,5	1,8
PS	1,00	0,33	0,18	0,14	0,07	0,06	0,04

Tab IV.19 : Evolution du passage de sels dans le temps.

Celle-ci permet de dire que le passage de sels diminue lentement dans le temps jusqu'à atteindre un palier où il se stabilise. Ceci est dû au fait que l'accumulation de solutés en amont de la membrane forme un milieu poreux qui joue le rôle de filtre. Il en résulte une filtration plus poussée, d'où les résultats obtenus. Par ailleurs, la présence du palier peut s'expliquer par le fait que la polarisation de concentration atteint un état stable, c'est à dire que le transport convectif des éléments qui traversent la membrane compense la diffusion au coeur de la solution des éléments qui ne la traversent pas. D'autre part, dans le cas d'une gélification, l'interface membrane - gel atteint un état d'équilibre qui expliquerait la constance du flux de perméat.

L'état d'équilibre, se traduisant sur la courbe par un palier, est ainsi atteint à t = 15 mn.

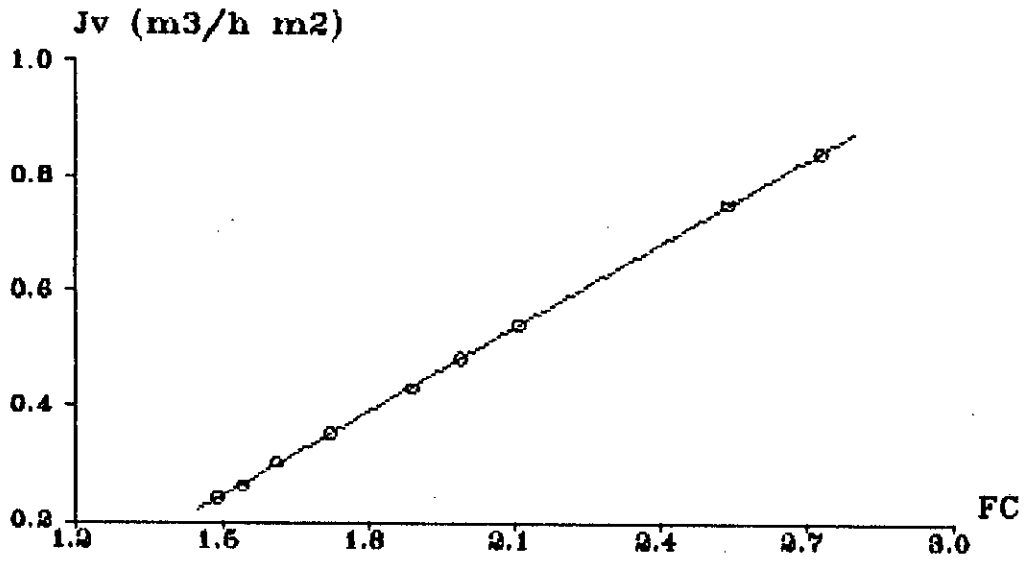


Fig IV.13 : Influence du facteur de concentration sur le flux de perméat

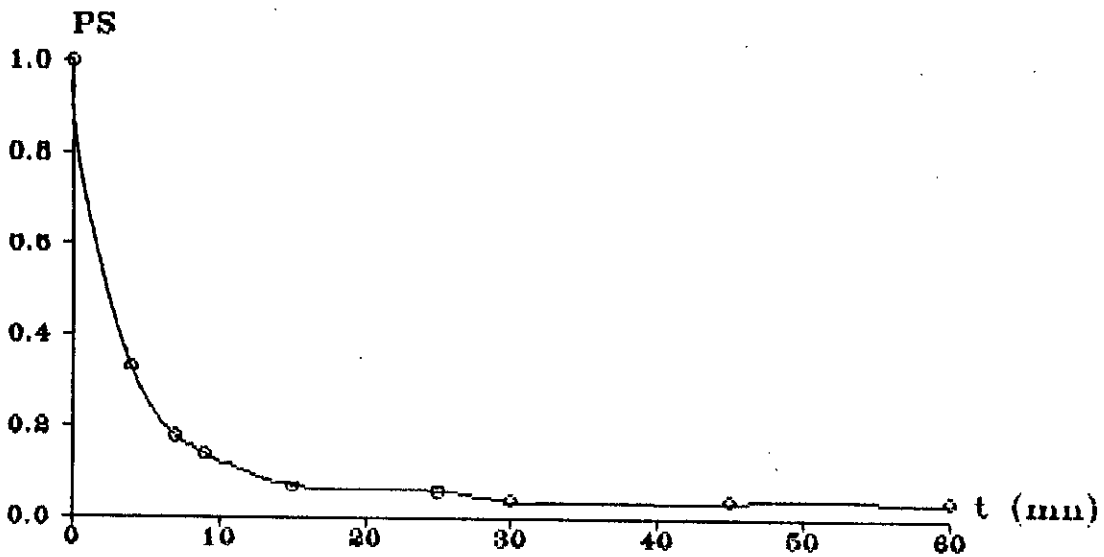


Fig IV.14 : Evolution du passage de sels dans le temps.

IV.4.5 - Calcul de la perméabilité à l'eau de la membrane après ultrafiltration de l'eau de surface:

L'essai de concentration a montré qu'une baisse du flux de perméat a lieu pour une pression, une vitesse de recirculation et une température constantes. Ceci ne peut s'expliquer que par une diminution de la surface active de la membrane et donc du rayon de ses pores. En effet, initialement la perméabilité à l'eau de la membrane était de 848 l/h m² à 26 °C. Après l'essai de concentration, nous avons déterminé sa nouvelle valeur pour la même température. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.20) et représentés par la figure (Fig IV.15).

P ₁ (bar)	0,40	0,70	1,00	1,40	1,80	2,40
P ₂ (bar)	0,35	0,60	1,00	1,40	1,80	2,40
DP (bar)	0,35	0,60	1,00	1,40	1,80	2,40
t _e (s)	128,5	53,5	37,5	26,8	19,0	15,6
J _v (l/h m ²)	35	84	120	168	237	298

Tab IV.20 : Evolution du débit de perméat en fonction de la pression transmembranaire.

La courbe obtenue par $J_v = f(DP)$, représentée dans la figure (Fig IV.15), est une droite passant par l'origine des axes. Donc la variation du flux de perméat en fonction de la pression transmembranaire reste linéaire même après l'essai de concentration conformément à la loi de Darcy. La valeur de la perméabilité à l'eau de la membrane est donnée par le calcul de la pente de la droite obtenue. On aura alors:

$$L_p = 123 \text{ l/h m}^2 \text{ bar}$$

Par ailleurs, l'équation (II.7) donne:

$$\frac{J_v}{r^4} = \frac{N \times DP}{8 \mu e} \quad (\text{IV.21})$$

Dans notre cas, le deuxième terme de l'équation (IV.21) est constant. En s'aidant de l'équation (IV.1), on aura finalement:

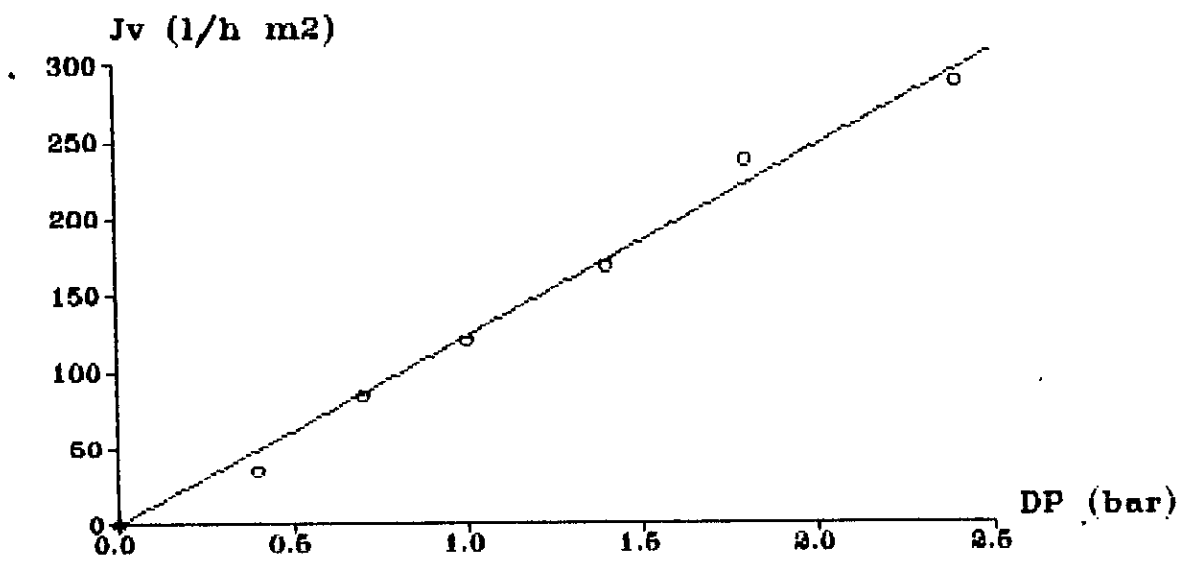


Fig IV.15 : Variation du flux de permeat en fonction de la pression transmembranaire a $T = 26 \text{ C}$

$$r_1 = r_0 \left(\frac{L_{p1}}{L_{p0}} \right)^{0,25} \quad (\text{IV.22})$$

r_1 : rayon moyen des pores de la membrane après l'essai de concentration [Å];

r_0 : rayon moyen des pores de la membrane neuve (500 Å);

L_{p1} : perméabilité à l'eau de la membrane après l'essai de concentration (120 l/h m²);

L_{p0} : perméabilité à l'eau de la membrane neuve (848 l/h m²).

Toutes les mesures doivent être faites à la même température car elle influe sur la perméabilité.

Ainsi, le rayon moyen des pores de la membrane après l'essai de concentration sera:

$$r_1 = 306,7 \text{ \AA.}$$

Donc l'ultrafiltration d'une eau de surface, dans les conditions : DP=3,6 bar, U=2,83 m/s pendant une heure, conduit à une diminution du rayon moyen des pores de la membrane de 38,67 %.

Par ailleurs, cette diminution montre que la baisse du flux de perméat peut être due à un dépôt de solutés sur la face interne des pores de la membrane. Ceci n'est autre que le colmatage en profondeur où a lieu une adsorption de solutés sur la surface interne des pores de la membrane.

IV.4.6 - Analyses physico-chimiques et biologiques du perméat:

Pour se rendre compte de l'efficacité du traitement, on effectuera des analyses physico-chimiques et biologiques du perméat que l'on comparera aux résultats d'analyses de l'eau brute. Par ailleurs, on comparera les résultats d'analyses du perméat aux normes de potabilité afin de conclure sur l'efficacité du traitement. Les résultats obtenus sont reportés sur le tableau (Tab IV.21).

Les différents résultats d'analyse du perméat obtenues permettent de constater une nette amélioration des paramètres de l'eau. En effet, nous avons observé une réduction de 96% de la turbidité, de 94 % de la DBO₅, de 92 % de la DCO, de 24 % des nitrates, de 26 % des nitrites et de 98 % des matières

Paramètres	Eau Brute	Eau Préfiltrée	Eau Ultra-filtrée	Normes Potabilité
DBO ₅ (mg O ₂ /l)	28	28	1,7	(*)
DCO (mg O ₂ /l)	33	33	2,7	(*)
Turbidité (NTU)	55	55	2,4	10
Couleur	Brun-vert	Brun-vert	Incolore	Incolore
Conductivité (mS/cm ²)	8,8	8,8	8,8	0,4
pH	7,8	7,8	7,8	6,5-8,5
Chlorures (mg/l)	2,52	2,52	2,52	0,25
Dureté(°F)	118	118	118	(*)
Nitrates (mg/l)	146	146	111	50
Nitrites (mg/l)	0,2	0,2	0,15	0,1
Matières organiques (mg/l)	42,6	42,6	1	5
Ammonium (mg/l)	2,5	2,5	1,5	0,5
Sodium (g/l)	1,63	1,63	1,63	0,2
Fer (mg/l)	5,6	5,6	0	0,2
Germes (/100 ml)	(1)	(1)	0	0

Tab IV.21 - Paramètres physico-chimiques et biologiques de l'eau de surface avant et après ultrafiltration.

(1) : Indénombrables.

(*) : Données indisponibles.

organiques. De plus, le fer et les germes (bactéries, virus et microorganismes) sont totalement éliminés.

De ce qui précède, nous pouvons dire que l'ultrafiltration est une technique qui agit même sur certains ions de taille plus faible que celle des pores de la membrane. Notons ainsi que la rétention du fer est due au fait qu'en solution, cet élément est principalement présent sous forme d'hydroxyde. La taille de la molécule formée augmente alors dépassant ainsi la taille des pores de la membrane.

Une comparaison des résultats d'analyse du perméat d'ultrafiltration et du filtrat de microfiltration, permet de remarquer que l'ultrafiltration est d'une bien meilleure efficacité que la microfiltration. En effet, cette dernière aboutit à des taux de rétention faibles alors que l'ultrafiltration a permis d'obtenir des taux de rétention supérieurs à 90 % pour plusieurs paramètres étudiés. De plus, cette dernière permet une diminution de la matière organique avec une très grande efficacité, les valeurs sont mêmes inférieures aux teneurs maximales admissibles pour une eau potable.

D'autre part, l'ultrafiltration permet d'avoir une eau exempte de tous les germes susceptibles de provoquer des contaminations. Ceci n'est pas le cas avec la microfiltration où les germes demeurent indénombrables.

Le perméat obtenu est limpide et incolore, et de ce fait les substances humiques et minérales, susceptibles de troubler ou de colorer l'eau, ne sont pas présentes. La conséquence de ces résultats est qu'il y a moins de substances organiques dans l'eau, et la pollution est donc amoindrie.

Par ailleurs, si une désinfection au chlore doit être effectuée, la faible quantité de matières organiques restante fait que cette étape nécessitera moins de chlore. Le risque de former des produits secondaires tels que les trihalométhanes, cancérigènes, est affaibli.

IV.4.7 - Régénération de la membrane :

Après plusieurs essais d'ultrafiltration, l'expérience a montré une réduction de la perméabilité hydraulique, induisant

une baisse du flux de perméat. Ceci est dû au fait qu'un colmatage de la membrane a eu lieu.

Le colmatage d'une membrane est la conséquence de trois phénomènes :

- L'adsorption de solutés en surface ou à l'intérieur des pores de la membrane, elle dépend des propriétés de la solution et de la membrane. L'adsorption peut être très importante dans le cas de solutions de protéines [32]. Son effet peut être important même à faible concentration [16].

- La polarisation de concentration : la surconcentration de solutés en amont de la surface induit une baisse du flux de perméat.

- Le dépôt de particules : lors d'une filtration par membrane, il y a accumulation de solutés en amont de la membrane formant ainsi une couche de matières solides. Cette couche peut être assimilée à un milieu poreux caractérisé par une résistance hydraulique R_S [32]. Celle-ci s'ajoute à celle

de la membrane et la relation de Darcy devient :

$$J_V = \frac{DP}{\mu (R_M + R_S)} \quad (\text{IV.23})$$

Pour parer au problème de colmatage, il est nécessaire de régénérer la membrane pour sa réutilisation, ce qui implique un coût de régénération [16].

A ce sujet, la figure (Fig IV.16) illustre l'importance relative des différents coûts de l'installation d'ultrafiltration.

Le coût de lavage des membranes est relativement faible (5 % du coût de l'opération d'ultrafiltration). Seul l'achat des réactifs est considéré dans ce coût. Ce dernier est faible mais son importance se manifeste par la répercussion qu'aurait un mauvais nettoyage sur les autres postes budgétaires.

En effet, un agent trop agressif déteriorerait la membrane et impliquerait une augmentation du coût de remplacement de la membrane. Par ailleurs, un agent peu agressif nécessiterait un temps de nettoyage plus long et donc des frais d'énergie et de main d'oeuvre plus importants.

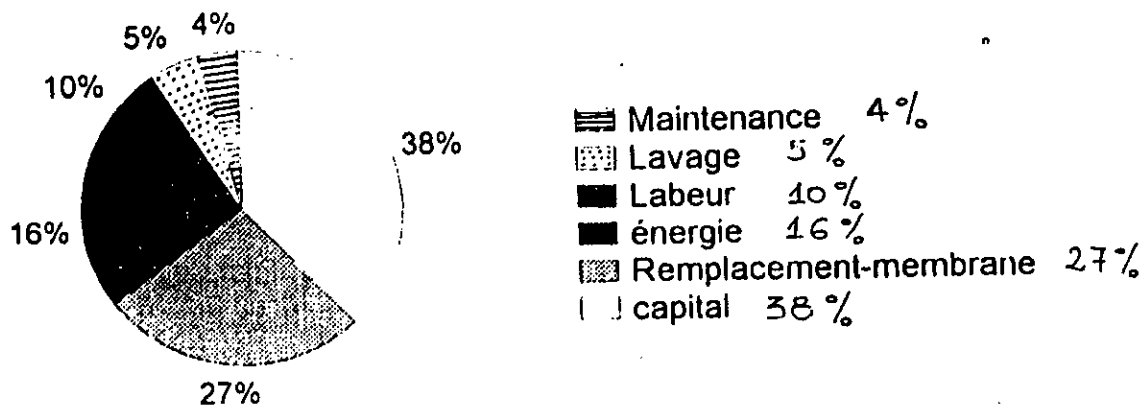


Fig IV. 16

Importance relative des différents coûts de l'installation d'ultrafiltration

Toutes ces raisons montrent l'importance de la régénération des membranes.

IV.4.7.1 - Procédés de régénération des membranes :

Parmi les principaux procédés de régénération des membranes de filtration, on distingue :

- Le décolmatage à flux inverse ou à contre-pression consistant à effectuer un lavage à contre courant périodique. Le temps de lavage est de quelques secondes et la fréquence de quelques minutes. La quantité de perméat utilisée représente 1 à 2 % du flux de perméat total.

- Le décolmatage aux agents chimiques qui sont les suivants :

- * les bases telles que l'utrasil 10 ou 11 ou la soude;
- * les détergents tels que l'hypochlorite de sodium NaClO 12 °;
- * les acides tels que l'acide sulfurique;
- * les enzymes.

IV.4.7.2 - Méthodes antérieures de régénération :

La régénération d'une membrane minérale encrassée par les

protéines de poisson à l'eau de Javel (NaClO), pour des concentrations supérieures à 500 ppm et sous pression, a montré une baisse de la perméabilité à l'eau de la membrane [16].

La régénération d'une membrane en alumine CEREVER, encrassée par une eau standard et une eau de réseau, à l'acide nitrique a donné d'excellents résultats [16].

La régénération d'une membrane minérale CEREVER 0,1 μm , encrassée par des protéines de poisson, à l'utrasil 10 de Henkel à 10 g/l et à 70 °C pendant 45 mn avec ajout d'eau de Javel à 12° dans le dernier quart d'heure, a permis une restauration de la perméabilité de 98 à 100% [16].

La régénération d'une membrane Carbosep-Techsep M1 (20 000 da), encrassée par des protéines de poisson, à l'eau de Javel à 12° chlorométrique pendant 30 mn et à température ambiante, a permis une restauration de la perméabilité à 92% [16].

La régénération d'une membrane CEREVER 0,05 μm , encrassée par du plasma sanguin d'abattoires, à l'EXTRAN AP41 (détergent enzymatique) à 4 g/l et à 60°C pendant 45 mn a montré une chute de la perméabilité de 30 % et sa régénération à l'utrasil 11 de Henkel à 15 g/l à 85 °C pendant 3h avec ajout d'eau de Javel dans le dernier quart d'heure, a permis une restauration de la perméabilité à 100% [33].

La régénération d'une membrane minérale CEREVER 0,1 μm , encrassée par l'eau usée traitée de la station de Baraki, par la succession d'une séquence basique avec ajout d'oxydant (eau de Javel) et d'une séquence acide, a permis une restauration de la perméabilité à 90 % [34].

IV.4.7.3 - Protocole de nettoyage de la membrane :

Après avoir effectué un rinçage à l'eau et une vidange du dispositif, la solution de nettoyage est introduite dans la cuve d'alimentation et ainsi l'appareil est mis en marche pendant le temps voulu. La consigne de température maximale doit être réglée de manière à ce que la valeur affichée soit supérieure à la température à laquelle s'effectue le nettoyage. Après la séquence de nettoyage, un rinçage du dispositif à l'eau est effectué.

Par la suite, la nouvelle perméabilité à l'eau de la membrane doit être déterminée. Ceci permet de déterminer le taux de régénération R_0 de la membrane qui est donné par le rapport:

$$R_0 = \frac{\text{perméabilité de la membrane à l'eau après régénération}}{\text{perméabilité à l'eau de la membrane neuve}}$$

Les essais de décolmatage effectués avec les différentes solutions de nettoyage et les résultats obtenus sont résumés dans le tableau (Tab IV.21).

Ces résultats ont été obtenus en utilisant de l'eau distillée lors des différents rinçages. Par ailleurs, toutes les solutions étaient initialement à la température ambiante.

La régénération d'une membrane CERAVER 0,05 μm , encrassée par une eau de surface, peut être accomplie en effectuant les séquences de nettoyage suivantes:

- Nettoyage à l'eau de Javel 12° pendant 20 minutes à température ambiante;

Produits Utilisés	Concentration ou pH	Temps de nettoyage (min)	Perméabilité à l'eau (l/h m ² bar)	R_0
Eau de Javel	12 °	20	660 à 37 °C	0,61
Rinçage à l'eau	--	5	594 à 35 °C	0,57
Soude	pH=12,5	60	924 à 47 °C	0,71
Rinçage à l'eau	--	5	313 à 29 °C	0,34
Acide sulfurique	pH=2	15 à 20	1032 à 35 °C	1,00
Acide sulfurique	pH=2	60 à 120	360 à 31 °C	0,38
Soude	pH=12	60 à 120	720 à 41 °C	0,62

Tab IV.21 : Différentes méthodes utilisées pour la régénération de la membrane CERAVER 0,05 μm .

- Rinçage à l'eau distillée;
- Nettoyage avec une solution de soude (NaOH) de pH 12 pendant 1 heure à température ambiante;
- Rinçage à l'eau distillée;

- Nettoyage avec une solution d'acide sulfurique (H_2SO_4) de pH 2 pendant 15 minutes;
- Rinçage à l'eau distillée.

CONCLUSION

L'étude des techniques membranaires effectuée dans le présent projet de fin d'études en vue de les intégrer dans une chaîne de traitement d'eau a conduit aux conclusions suivantes:

Les analyses physico-chimiques et biologiques d'une eau de surface, traitée par microfiltration sur papier Watman 0,7 μm , ont montré qu'une réduction de la turbidité et des matières organiques en général ont lieu dans de faibles proportions, à savoir: 40% pour la turbidité et 25 % pour les matières organiques.

Néanmoins, une membrane de microfiltration s'adaptant sur le pilote MICROLAB 130 S de la firme GAMMA est nécessaire pour connaître les réelles capacités de ce procédé de filtration.

L'étude de l'ultrafiltration a montré que, pour déterminer la perméabilité à l'eau de la membrane, la loi de Darcy reste valable quel que soit l'état de colmatage de la membrane.

Cette perméabilité est fonction de la température et dans notre cas, une relation linéaire lie ces deux paramètres. Elle est la suivante:

$$L_p = 21,4 T + 291,4$$

L'établissement d'un bilan économique du procédé d'ultrafiltration a permis de traiter l'eau de surface de l'oued Mazafran au prix de 0,60 DA le mètre cube dans les conditions expérimentales suivantes:

$$DP = 3,6 \text{ bar} \quad \text{et} \quad U = 2,83 \text{ m/s}$$

L'essai de concentration effectué sur l'eau de surface a montré qu'un taux de rétention des matières organiques de plus de 95 % était atteint après 15 minutes de fonctionnement du pilote dans les conditions sus-citées. De plus, l'utilisation

du pilote dans les conditions optimales permet d'obtenir un taux de conversion de 33,06 %, un facteur de concentration de 1,49 et un passage de sels de 4 %.

Les analyses physico-chimiques et biologiques du perméat obtenu permettent de dire que ce procédé a permis l'obtention d'une eau parfaitement limpide, incolore, exempte de fer et ne contenant aucun germe de contamination.

La régénération totale de la membrane CERAVER 500 A, encrassée par de l'eau de surface, peut être accomplie en effectuant un lavage à l'eau de Javel (12°) diluée suivie d'un nettoyage à la soude caustique (pH = 12,5) pendant une heure et terminée par un nettoyage à l'acide sulfurique (pH = 2) pendant 15 minutes. Des rinçages à l'eau doivent être effectués avant chaque type de nettoyage.

L'utilisation de l'ultrafiltration comme procédé de traitement assure une dépollution efficace des éléments minéraux tels que le fer, des matières organiques et oxydables. De plus, ce procédé assure une décontamination totale de l'eau à traiter. Ainsi, pour ces paramètres, l'utilisation du pilote pour le traitement de l'eau de surface permet d'avoir une eau de qualité répondant parfaitement aux normes de potabilité les plus exigeantes qu'elles soient. D'autre part, ce procédé repousse encore plus loin le risque de contamination et de pollution. L'utilisation du pilote ne nécessite pas l'ajout de réactif pour réaliser le traitement, on évite ainsi tout risque de pollution pouvant provenir de ces réactifs. Néanmoins, il est à suggérer l'adjonction à ce traitement d'étapes complémentaires visant à la réduction des valeurs des paramètres non affectés par ce procédé d'épuration, aboutissant ainsi à une dépollution totale de l'eau.

L'eau est indispensable à la vie, sa sauvegarde est primordiale. Toute tentative d'épuration amenant à sa dépollution doit être encouragée.

ANNEXE A

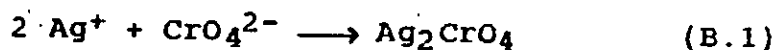
CARACTERISTIQUES DES EAUX POTABLES

Le tableau suivant, donné par Degrémont [13], représente les teneurs maximales admissibles des paramètres caractérisant une eau potable.

Paramètres	Concentration maximale admissible (CEE)	Recommandations OMS
Température (°C)	~ 25	~ 25
pH	6,5 - 8,5	6,5 - 8,5
Turbidité (NTU)	10	5
Conductivité ($\mu\text{S cm}^{-1}$)	400	--
Cl^- (mg/l)	250	250
SO_4^{2-} (mg/l)	250	400
NO_3^- (mg/l)	50	44
NO_2^- (mg/l)	0,1	--
Ca^{2+} (mg/l)	100	--
Mg^{2+} (mg/l)	50	--
Na^+ (mg/l)	150	200
K^+ (mg/l)	12	--
Al (mg/l)	0,2	0,2
NH_4^+ (mg/l)	0,5	--
MO (mg O_2/l)	5	--
Fe (mg/l)	0,2	0,3
Mn (mg/l)	0,05	0,1
Cu (mg/l)	1	1
Zn (mg/l)	5	5

ANNEXE BMETHODES D'ANALYSE DES DIFFERENTS ELEMENTS
CONTENUS DANS L'EAU DE SURFACEB.1 - Dosage des chlorures par la méthode de Mohr : [6]

Les chlorures sont dosés en milieu neutre par une solution titrée de nitrate d'argent en présence de chromate de potassium selon la réaction:



La fin de la réaction est indiquée par l'apparition de la teinte rouge orangé que donne le chromate d'argent. Le mode opératoire est le suivant:

A 100 ml d'eau à analyser ajouter 1 ml d'une solution de chromate de potassium 0,2 N, puis titrer avec une solution de nitrate d'argent N/35,5 jusqu'au virage de la coloration jaune à une teinte jaune orangé. Soit V_1 le volume ajouté. Par ailleurs, faire un essai à blanc, soit a le volume de nitrate d'argent ajouté. Le titre de chlore en mg/l s'exprime alors par:

$$T = 10 (V_1 - a) \quad (\text{B.2})$$

B.2 - Détermination de l'oxygène consommé par les matières organiques de l'eau :

Cette détermination a pour but d'approcher la teneur en matière organique présente dans l'eau.

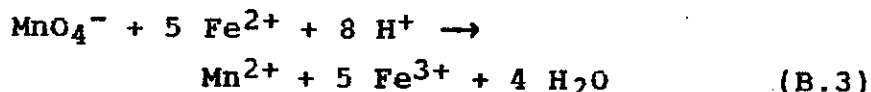
L'opération consiste à évaluer en milieu alcalin la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder la matière organique d'origine animale ou végétale. Le mode opératoire est le suivant:

On introduit successivement dans deux Erlenmeyers les quantités suivantes:

Erlen N°1: 200 ml d'eau à analyser, 10 ml de solution saturée de bicarbonate de sodium, 20 ml de solution de permanganate de potassium N/80.

Par la suite on porte à ébullition le contenu pendant 10 mn, on laisse refroidir puis on ajoute 20 ml d'acide sulfurique 50 % et 20 ml de sulfate ferreux ammoniacal N/80.

On observe alors une décoloration due à la réaction d'oxydo-réduction:



Erlen N°2: 100 ml d'eau à analyser, 5 ml de solution saturée de bicarbonate de sodium, 20 ml de solution de KMnO_4 N/80. On porte à ébullition pendant 10 mn, on laisse refroidir puis on ajoute 10 ml d'acide sulfurique à 50 % et 20 ml de sulfate ferreux ammoniacal N/80.

On revient à la teinte rose faible mais persistante en introduisant dans les deux Erlens les quantités V_1 et V_2 de KMnO_4 N/80. Ainsi la quantité de matière organique oxydée sera donnée par la relation:

$$\text{MO (mg/l)} = V_1 - V_2 \quad (\text{B.4})$$

B.3 - Détermination de la demande chimique en oxygène (DCO):

La demande chimique en oxygène est la quantité en oxygène consommée par les matières oxydables contenues dans l'eau. Cette oxydation est réalisée par excès de dichromate de potassium en milieu acide. La réaction catalysée par des sulfates d'argent est effectuée à ébullition pendant deux heures. Les ions chlorures qui pourraient, compte tenu du pH, être oxydés par le dichromate, sont complexés par du sulfate de mercure. Le mode opératoire est le suivant:

A 50 ml d'échantillon, on ajoute 1 g de sulfate de mercure puis 5 ml d'acide sulfurique dans lequel a été dissous du sulfate d'argent. S'assurer, après dissolution, qu'il ne subsiste aucun précipité de chlorure d'argent; dans le cas contraire, chauffer légèrement.

Ajouter 25 ml de dichromate de potassium puis 70 ml d'acide sulfurique contenant du sulfate d'argent. Après avoir introduit quelques billes de verre dans le ballon, l'adapter au réfrigérant et faire bouillir pendant 2 heures. Laisser refroidir, puis ajouter 200 ml d'eau distillée et quelques gouttes d'une solution de ferroïne. Réduire l'excès de dichromate avec une solution 0,25 N de sulfate ferreux ammoniacal, la coloration passe du vert au rouge violacé. Soit V_1 le volume en ml du sulfate de fer ammoniacal .

Effectuer un essai à blanc en remplaçant la prise d'essai par 50 ml d'eau distillée. Soit V_0 le volume de sulfate ferreux ammoniacal 0,25 N utilisé pour réduire l'excès de dichromate dans ce cas. La DCO sera alors:

$$\text{DCO (mg O}_2\text{/l)} = 40 (V_0 - V_1) \quad (\text{B.5})$$

B.4 - Détermination de la dureté totale :

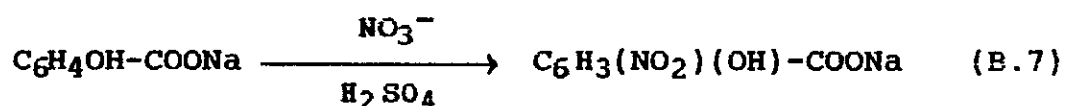
La dureté totale correspond à la teneur globale en éléments dont les ions forment un complexe avec l'acide éthylène-diamine tetracétique ou EDTA. Le mode opératoire est le suivant:

A 100 ml d'eau à analyser chauffée à 50 °C, ajouter 5 ml d'une solution tampon ammoniacque-chlorure d'ammonium puis du noir d'ériochromeT (indicateur coloré). Titré avec la solution d'EDTA M/50 jusqu'au virage du rouge sombre au bleu noir. Soit V le volume d'EDTA ajouté. La dureté totale sera alors:

$$D (^\circ\text{F}) = 2 V \quad (\text{B.6})$$

B.5 - Dosage des nitrates :

On effectue un dosage colorimétrique où en milieu anhydre et en présence d'acide sulfurique concentré, le salicylate de sodium se nitre suivant la réaction:



Le passage en milieu alcalin libère l'anion nitro-salicylate qui possède une couleur jaune et son maximum d'absorption est obtenu pour une longueur d'onde de 415 nm.

B.5.1 - Etablissement de la courbe d'étalonnage :

On prépare une solution mère à 0,5 g de nitrate par litre qu'on dilue au 10^e au moment de l'emploi. On introduit dans 6 Béchers respectivement 0, 1, 2, 3, 4 et 5 ml de la solution diluée auparavant auxquels on rajoute respectivement 10, 9, 8, 7, 6 et 5 ml d'eau distillée. On effectue par la suite la lecture des densités optiques des solutions ainsi préparées. Ces densités correspondront à des teneurs respectives de 0, 5, 10, 15, 20 et 25 mg/l de nitrates. On trace la droite d'étalonnage qui permettra ainsi de déterminer la

concentration en nitrates des échantillons.

B.5.2 - Mode opératoire :

A 10 ml d'échantillon d'eau à analyser, ajouter 1 ml de la solution de salicylate. Evaporer lentement à sec sur une plaque chauffante puis laisser refroidir. Ajouter ensuite 30 gouttes environ d'acide sulfurique concentré, dissoudre le dépôt dans l'acide. Laisser réagir 15 mn puis reprendre par quelques ml d'eau distillée et ajouter 10 ml de solution d'hydroxyde de sodium et de tartrate. Ajuster le volume de la solution à 100 ml avec de l'eau distillée et lire la densité optique sur le spectrophotomètre. Reporter enfin la valeur de la densité obtenue sur la droite d'étalonnage et lire la concentration en nitrates.

B.6 - Dosage des nitrites :

On utilise la méthode au réactif de Lombard.

En présence d'acide sulfanilique et de phénol, les ions nitrites permettent la formation d'un azoïque jaune dont le maximum d'absorption se situe à 440 nm. Le mode opératoire est le suivant:

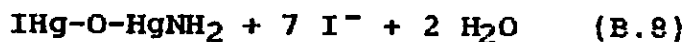
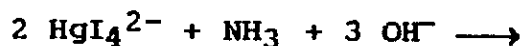
A 20 ml d'eau à analyser ajouter 1 ml de réactif de lombard, agiter et attendre 15 mn. Ajouter ensuite 5 ml d'ammoniaque concentrée et lire la densité optique. Reporter par la suite la valeur obtenue sur la courbe d'étalonnage, on obtient ainsi la concentration en nitrites.

La courbe d'étalonnage est obtenue en introduisant dans des fioles jaugées de 20 ml respectivement 0, 2, 4, 8, 12, 16 et 20 ml d'une solution étalon à 0,1 mg/l de nitrite. Compléter à 20 ml avec de l'eau distillée, ajouter 1 ml de réactif de Lombard, mélanger puis attendre 15 mn. Ajouter ensuite 5 ml d'ammoniaque concentrée puis lire les densités optiques sur le spectrophotomètre. Celles-ci correspondront à des teneurs de 0, 0,01, 0,02, 0,04, 0,06, 0,08 et 0,1 mg/l de nitrites. Tracer enfin la courbe d'étalonnage.

B.7 - Dosage de l'ammoniaque :

En présence d'hydroxyde de sodium, le réactif de Nessler

(iodomercurate de potassium alcalin) donne une réaction quantitative avec les ions ammoniums:



Les eaux d'alimentation ne devant pas contenir d'ammoniaque, on entreprendra sa recherche avant d'effectuer son dosage.

A 50ml d'eau à analyser, ajouter 2 à 3 ml de défécant alcalin (carbonate de sodium plus soude) et laisser décanter. Prélever dans un tube à essai le surnageant clair et y ajouter 2 à 3 ml de réactif de Nessler puis mélanger. La présence d'ammoniaque est décelée par l'apparition d'une coloration brune. Après la recherche, on effectue le dosage au spectrophotomètre.

A 50 ml de l'échantillon décanté, ajouter 1 ml de sel de seignette puis, après agitation, 2 ml de réactif de Nessler. Mélanger et laisser au repos pendant 10 mn puis lire la densité optique.

La gamme étalon est préparée dans les mêmes conditions à partir d'une solution mère à 10 mg d'ammoniaque par litre. Si on introduit dans une gamme de fiole jaugée de 50 ml 0, 5, 10, 15, 20 et 25 ml de la solution étalon, les densités optiques obtenues correspondront à des teneurs de 0, 1, 2, 3, 4 et 5 mg/l d'ammoniaque. Tracer la courbe d'étalonnage puis reporter les valeurs de densité optique des échantillons sur cette courbe et lire les concentrations d'ammoniaque correspondantes.

B.8 - Dosage du fer :

Le fer est réduit à l'état ferreux par le chlorhydrate d'hydroxylamine et dosé colorimétriquement en utilisant la coloration rouge donnée par les sels ferreux avec l'ô ô' dipyridyle. Le mode opératoire est le suivant:

A 50 ml d'eau à analyser, ajouter 1 ml d'acide chlorhydrique 1 N et porter à ébullition pendant 5 mn. Neutraliser par l'ammoniaque jusqu'à obtention d'un pH de 5 et ajouter successivement 1 ml de solution de chlorhydrate d'hydroxylamine, 5 ml de solution de nitrate d'aluminium, 2 ml

de solution d'oxydipyrindyle, 5 ml de solution tampon d'acétate et compléter le volume avec de l'eau distillée jusqu'à 100 ml. Bien mélanger puis effectuer la lecture au spectrophotomètre à 510 nm.

La courbe d'étalonnage est établie selon le même mode opératoire à partir d'une solution mère contenant 25 mg/l de fer. Si on introduit dans une gamme de fioles jaugées de 100 ml 0, 1, 2, 3, 4 et 5 ml de la solution étalon, qu'on complète à 100 ml. Les densités optiques correspondront à des teneurs de 0, 0,5, 1, 1,5, 2 et 2,5 mg/l de fer. On trace la courbe d'étalonnage puis on reporte les valeurs de densité optique des échantillons sur celle-ci et on lit les teneurs en fer correspondantes.

B.9 - Détermination de la demande biologique en oxygène (DBO₅):

La DBO₅ est la quantité d'oxygène, exprimée en mg d'O₂/l, consommée en 5 jours par les micro-organismes lors de leur dégradation de la matière organique présente dans l'échantillon.

La mesure de la DBO₅ se fait comme suit:

On introduit un volume V d'échantillon dans un flacon, contenant un réservoir de soude ou de potasse, relié à un manomètre. Le mélange est mis en incubation à 20 °C dans une enceinte appropriée. L'absorption par la soude du CO₂ dégagé produit une dépression enregistré par le manomètre. Cette dernière, corrigée par un facteur lié au volume de l'échantillon, permet de calculer la DBO₅ suivant la relation:

$$DBO_5 = h F \quad (B.9)$$

h : hauteur de mercure indiquée par le manomètre,

F : facteur caractéristique au volume de l'échantillon.

Pour la mesure du pH, de la conductivité et de la turbidité, on utilise des méthodes automatiques où l'on utilise respectivement un pHmètre, un conductimètre et un turbidimètre.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] : "L'eau potable vers de nouvelles stratégies", C.Nouaille, "Biofutur", Décembre 1987, France.
- [2] : "La désinfection de l'eau potable", W.Roeske & J.P.Muller, "L'eau, l'industrie, les nuisances", N° 128, Page 74, France.
- [3] : "Procédés unitaires de traitement des eaux", Arrar, Cours de 4^{ème} Année Génie Environnement, ENP, Algérie.
- [4] : "Nanofiltration : l'avenir de l'eau", C.Moulin P.Cote & M.Mercier, "Biofutur", Décembre 1993, France.
- [5] : "Les membranes...ou comment se passer des produits de traitement des eaux", T.Chambolle, "L'eau, l'industrie, les nuisances", N°131, Page 53, France.
- [6] : "l'analyse chimique des eaux", Tome 1, R.Seux & M.Clément, ENSP, Rennes, France.
- [7] : "La rigueur dans le traitement de l'eau ultrapure", R.Blanchut M.Fuenter & R.Geyer, "L'eau, l'industrie, les nuisances", N° 109, Page 35, France.
- [8] : "Les applications des membranes synthétiques", H.Grégor & C.Grégor, "Pour la science", Septembre 1978, France.
- [9] : "Osmose inverse et ultrafiltration : installations", A.Maurel, "Techniques de l'ingénieur", N° J2792, 1984, France.
- [10] : "Membranes. Les trois procédés de l'avenir", G.Guillot, "TSM", N° 15, Mai 1985, France.
- [11] : "L'ultrafiltration sur membranes", J.L.Maubois, "Biofutur", Octobre 1983, France.
- [12] : "Memento technique de l'eau", Degrémont, Ed 1979, France.
- [13] : "Memento technique de l'eau", Degrémont, Ed 1989, France.
- [14] : "Valorisation et traitement des eaux de lavage de poissonerie par ultrafiltration"
- [15] : "Microfiltration tangentielle des eaux souterraines"

d'origine karstiques", F.Bourdon M.Bourbigot & M.Faivre, "L'eau, l'industrie, les nuisances, N° 121, Page 35, France.

[16] : "Valorisation et traitement des eaux de lavage de poissonnerie par ultrafiltration", D.Abdessemed, Thèse de Magistère, 1992, ENP, Algérie.

[17] : "Contribution à l'étude de l'ultrafiltration : caractérisation des membranes, étude de la couche de polarisation", N.Mameri, Thèse de Doctorat, 1987, Université de Rennes, France.

[18] : "Journal of membrane science", L.Zeman, N° 15, Page 213, 1983.

[19] : "Mass transfer in the membrane concentration polarisation layer under turbulent cross flow", V.Geks & Bengthallström, "Journal of membrane science", N° 30, Page 153, 1987.

[20] : "Osmose inverse et ultrafiltration : technologie et applications", A.Maurel, "Techniques de l'ingénieur", N° J2796, 1984, France.

[21] : "Fundamental principles of ultrafiltration", A.S.Jönsson & G.Tragaroch, "Chemical engineering process", N° 27, Page 67, 1990.

[22] : "Osmose inverse et ultrafiltration : technologie et applications", A.Maurel, "Techniques de l'ingénieur", N° J2797, 1984, France.

[23] : "Selectivity of ultrafiltration membranes influences of fouling and cleaning conditions", G.Jonsson & P.L.Johansen, "Filtration and separation", January - February 1991.

[24] : "Optimisation du procédé de microfiltration par application d'un champ électrique", F.Silem & B.Zeboudji, PFE, 1992, ENP, Algérie.

[25] : "Application du débit pulsé à la microfiltration tangentielle de jus de pomme sur membrane minérale sur un pilote muni d'une boucle de recirculation", P.Blanpain M.Y.Jaffrin & B.B.Gupta, Université Technologique de Compiègne, Département de Génie Biomédical, 1991, France.

[26] : "Set up of new generator of pulsed flow regime in tubular membranes in order to avoid fouling", E.Spiazzy H.Boileau & J.Lemoin, Université Claude Bernard, Lyon I, 1992,

France.

[27] : "Traitement par UF des eaux préneutralisées de lavage de fumées d'une usine d'incinération de déchets industriels", M.Rakib, M.Stambouli & S.Desmares, Récents progrès en génie des procédés, Ed 27.30, 1988.

[28] : "Rétention de Cu^{2+} , Fe^{3+} , Fe^{2+} et Mn^{2+} par complexation UF", A.Kabouche, DEA Chimie, ENSCR, Université Rennes I, 1992, France.

[29] : "Concentration et extraction de protéines et d'antibiotiques par des membranes d'UF fonctionnalisées", M.Rollin, Doctorat Université Paris XII, Décembre 1991, France.

[30] : "Separation of metal ions from water by chelating and UF", T.L.O'Neil, G.R.Fisette & E.E.Lindsey, Aich.E.SV.Series, 71.151, 1975.

[31] : "Dossier technique du MICROLAB 130 S de la firme GAMMA FILTRATION", 1991, France.

[32] : "Utilisation de l'ultrafiltration pour le traitement des eaux", H.Balman, Thèse de Doctorat 1988, Université de Paul Sabatier, Toulouse, France.

[33] : "Optimisation de l'ultrafiltration du plasma sanguin d'abattoirs", Y.Neggaz, PFE, 1993, ENP, Algérie.

[34] : "Optimisation de l'ultrafiltration de l'eau traitée de la station d'épuration de Barraki", PFE, 1993, USTHB, Algérie.

- Q_e : débit d'entrée [m^3/s].
 Q_p : débit de perméat [m^3/s].
 Q_s : débit de soluté [mole/s].
 R : constante des gaz parfaits [$R = 8,314 \text{ J mole}^{-1} \text{ K}^{-1}$].
 R_0 : taux de régénération [%].
 Re : nombre de Reynolds.
 R_g : résistance hydraulique du gel [m^{-1}].
 R_m : résistance hydraulique de la membrane [m^{-1}].
 $R_{réel}$ = taux de rejet réel [%].
 R_s : résistance hydraulique du soluté [m^{-1}].
 R_t : taux de rejet [%].
 S : surface de la membrane [m^2].
 Sc : nombre de Schmidt.
 Sh : nombre de Sherwood.
 T : température [$^{\circ}K$].
 U : vitesse de recirculation [m/s].
 V : volume d'empotage [m^3].
 Y : taux de conversion [%].

Lettres minuscules :

- a, n, m : coefficients déterminés empiriquement.
 d : diamètre hydraulique [m].
 e : épaisseur de la membrane [m].
 r : rayon moyen des pores [m].
 t : temps de stabilisation d'un paramètre donné [s].
 t_e : temps d'empotage [s].
 u : vitesse moyenne du fluide [m/s].

Lettres grecques :

- ϕ : mobilité électrophorétique de l'espace considéré.
 ϕ : pression osmotique [Pa].
 δ : épaisseur de la couche limite [m].
 β : facteur de concentration.
 μ : viscosité dynamique [Pa s].
 ν : viscosité cinématique [Pa s kg/m^3].

Abréviations :

- CEE : Communauté Economique Européenne.
 DBO₅ : demande biologique en oxygène pour cinq jours [mg O₂/l].
 DCO : demande chimique en oxygène [mg O₂/l].

MO : matières organiques [mg/l].

OMS : Organisation Mondiale de la Santé.

pH : pouvoir hydrogène.