

20/89

وزارة التعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

1EX

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

مدرسة لهندسة الكيمياء
البيئية - الصناعية
الكلية الوطنية للهندسة

PROJET DE FIN D'ETUDES

S U J E T

E T U D E
D E T E C H N I Q U E S S E P A R A T I V E S
P A R
M E M B R A N E S

Proposé par :

MME YAGOUB F.

Etudié par :

CHELBANI S.

Dirigé par :

MME YAGOUB F.

PROMOTION : 1989

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

المدسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

S U J E T

E T U D E
D E T E C H N I Q U E S S E P A R A T I V E S
P A R
M E M B R A N E S

Proposé par :

MME YAGOUB F.

Etudié par :

CHELBANI S.

Dirigé par :

MME YAGOUB F.

PROMOTION : 1989

-oOo- REMERCIEMENTS -oOo-

Toute ma gratitude va à Mme F. YAGOUB qu'a su, tout au long de l'année, me prodiguer son aide efficace et ses conseils avisés.

Je remercie M. M. BOURKIZA qui a bien voulu présider ce jury ainsi que Mme F. MOHELLEBI et M. N. MAMMERI pour avoir accepté de juger ce travail.

Je remercie également M. BOUKLI, Chef de département utilités au complexe CELPAP de Mostaganem pour avoir facilité le déroulement de mon stage, sous sa direction, au sein de l'unité d'osmose inverse.

Je tiens enfin à remercier le Centre National de Documentation Hydraulique, qui m'a permis d'enrichir considérablement la bibliographie.

-oOo-oOo-oOo-oOo-oOo-oOo-oOo-

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION

CHAPITRE I : Généralités sur les membranes organiques et minérales.

- I.1. Définitions et historique.
- I.2. Les membranes organiques.
- I.3. Les membranes minérales.

CHAPITRE II : Les procédés de séparation par membrane.

- II.1. L'osmose inverse.
- II.2. L'ultrafiltration.
- II.3. Régénération des membranes d'osmose inverse et d'ultrafiltration.
- II.4. Autres procédés de séparation par membranes

CHAPITRE III : Les appareils d'osmose inverse et d'ultrafiltration

- III.1. Les conditions d'écoulement.
- III.2. La configuration des appareils.
- III.3. Application.

CHAPITRE IV : Le désalement des eaux par osmose inverse.

- IV.1. Le prétraitement.
- IV.2. L'installation d'osmose inverse.
- IV.3. Performances de modules de désalement d'eau.

CONCLUSION.

INTRODUCTION

Depuis l'aube des temps, le monde vivant a utilisé le principe de l'osmose pour régler le métabolisme des cellules.

Cette propriété a inspiré l'homme qui a employé les membranes naturelles dans des travaux scientifiques, puis graduellement celles-ci ont cédé le pas aux membranes artificielles.

Ces dernières, d'abord organiques ont à leur tour montré leurs limites relativement à une nouvelle génération que sont les membranes minérales.

Du point de vue industriel, plusieurs procédés ont vu le jour.

Parmi eux, nous avons étudié particulièrement l'osmose inverse et l'ultra-filtration. Ensuite, devant l'évolution du progrès industriel et l'accroissement démographique, nous nous sommes penchés sur le problème de l'approvisionnement en eau.

Et quoi de plus naturel que de se tourner vers les grandes réserves non utilisables directement à savoir les eaux marines et saumâtres.

C'est ainsi, que dans notre pays, le complexe de papier à Mostaganem comprend une Unité de déssalement des eaux saumâtres du Cheliff, qui se place de par sa taille, au deuxième rang mondial.

Pour une meilleure connaissance du procédé de déssalement par osmose inverse nous avons tenté une approche des performances des membranes durant les quatre premières années sur la base des relevés de l'unité sus citée et en appliquant la méthode de normalisation des résultats donnés par le fabricant.

CHAPITRE I

GENERALITES SUR LES MEMBRANES ORGANIQUES

ET MINERALES

I.1.1.- Définition.

On appelle membrane une barrière matérielle, naturelle ou artificielle qui possède une perméabilité sélective vis à vis des différentes substances présentes à son voisinage.

Les membranes naturelles ont une très grande importance pour le monde vivant car elles règlent le métabolisme des cellules.

I.1.2.- Historique.

C'est en Europe, à partir du XVIIIème siècle, que les propriétés des membranes naturelles (vessies) furent étudiées.

Le scientifique Philippe La Hire a noté que les vessies sont plus perméables à l'eau qu'à l'alcool.

Le physicien Nollet mit en évidence le phénomène d'osmose et l'existence de la pression osmotique qui règne entre une solution de sucre ou de sel et l'eau séparées par un morceau de vessie.

Le biologiste Dutrochet étudia l'influence de la pression osmotique dans les processus biologiques.

Du XIXème siècle, Graham défini les membranes comme moyen de séparation car il constata que les solutés contenus dans certaines solutions étaient retenus par les membranes naturelles et artificielles (vessies, parchemin, collodion, cellophane, etc...) : il s'agissait de solutions colloïdales.

Graham établit alors une distinction entre colloïdes et cristalloïdes car il remarqua que les solutés traversant la membrane avaient la propriété de cristalliser à partir de la solution.

Les premières membranes artificielles furent réalisées également au XIXème siècle d'abord par Traube , puis par Fick qui coula sur un support en céramique une membrane en nitrocellulose à partir d'une solution dans l'éther.

Mais c'est toutefois au XXème siècle que la technologie des membranes fit de grands progrès et trouva de nombreuses applications, surtout après la mise au point par Loeb et Sourirajan de la première membrane asymétrique en acétate de cellulose.

De nombreuses applications des membranes ont été développées en médecine (dialyse rénale), pour le dessalement des eaux marines et saumâtres, pour le traitement de produits alimentaires, pour la purification et la stérilisation de liquides dans l'industrie pharmaceutique entre autres.

I.1.3.- Différents types de membranes.

Aujourd'hui, il existe une grande variété de membranes organiques et minérales, destinées à une application spécifique et souvent préparées par un procédé également spécifique.

R. Audinos (1) propose une classification des membranes en se basant sur certains critères tels leur origine, leur structure, leur mode de fabrication, leur mode de perméabilité et leur utilisation.

Nous pouvons tout d'abord distinguer les membranes organiques des membranes minérales. Nous pouvons également distinguer les membranes denses des membranes poreuses : les membranes denses sont telles que le volume vide est inférieur au volume solide, et parmi les membranes poreuses on distingue les membranes microporeuses des membranes macroporeuses, car le comportement de la membrane dépend beaucoup de la nature des pores.

Les barrières micro-poreuses ont des pores dont les dimensions sont de même ordre de grandeur que celles des molécules traitées. Il y a donc des interactions entre ces molécules et les molécules constituant la membrane : cela peut être des forces de Van der Waals, des liaisons hydrogènes, des phénomènes d'adsorption. Il y a donc une sélectivité physico-chimique qui s'établit.

Quant aux membranes macroporeuses, elles ont des pores de grande dimension par rapport à celles des molécules traitées : le phénomène dominant est donc l'effet tamis. La sélectivité d'une membrane macroporeuses ne porte que sur la taille des molécules : elle ne retient que les macromolécules et les particules colloïdales suffisamment grandes et laisse passer le solvant ainsi que les petites molécules dissoutes.

I.2.- Les membranes organiques.

Parmi les membranes organiques, nous pouvons citer les membranes naturelles, généralement constituées d'une double couche de lipides, dont l'épaisseur varie de 5 à 10 micromètres.

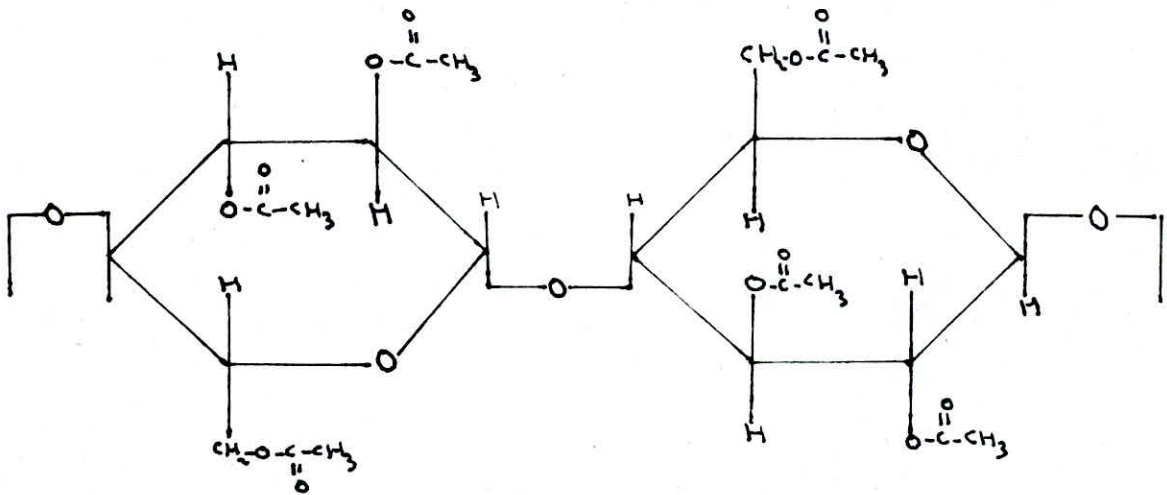
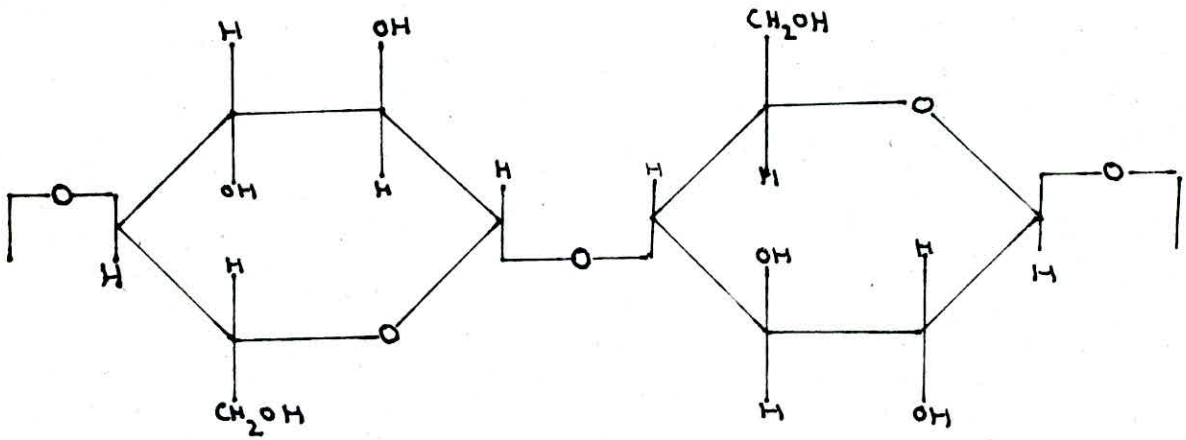
Quant aux membranes organiques artificielles, ce sont souvent des polymères organiques obtenus par un traitement chimique de la cellulose. La cellulose est un polysaccharide de formule brute $C_6H_{10}O_5$ dont la masse molaire varie entre 50.000 et plusieurs millions. La cellulose qui constitue la paroi des cellules végétales est un des principaux constituants du bois.

Le coton est de la cellulose à 98 %

Les membranes organiques les plus répandues sont en acétate de cellulose. Les acétates de cellulose (mono, di ou triacétate) ont été découverts par Schutzenbeyer en 1869 en chauffant un tube scellé contenant de la cellulose et de l'anhydride acétique $(CH_3CO)_2O$. Il se produit alors une esterification des fonctions alcool de la cellulose, et la composition obtenue est proche du triacétate de cellulose.

FIG 1

CELLULOSE



TRIACETATE DE CELLULOSE

Les acétates de cellulose sont insolubles dans l'eau ce qui permet leur utilisation en milieu aqueux. Mais en milieu excessivement acide ou basique, l'acétate de cellulose peut être dégradé par hydrolyse. La vitesse d'hydrolyse n'est minimale que dans la zone de PH comprise entre 4,5 et 6,5. (2)

Notons que d'autres polymères peuvent servir à confectionner des membranes organiques comme les polyamides aromatiques, les polysulfones.

1.2.1.- Les membranes denses organiques.

Elles sont constituées généralement de polymères à haute densité dont la structure révèle la présence de zones amorphes (enchevêtrement irrégulier des macromolécules) et de zones cristallines appelées aussi nodules cristallins dont l'existence a été mise en évidence par diffraction des rayons X, ou diffraction électronique.

La perméabilité de la membrane est évidemment dépendante de la structure : en effet, de par leur irrégularités, les zones amorphes sont susceptibles d'être plus perméables à certaines substances, tandis que la caractéristique de densité résulte d'une structure constituée de nodules cristallins rapprochés, laissant un faible vide intersticiel.

Il y a plusieurs méthodes pour réaliser des membranes denses à partir de polymères organiques. (1)

1°) La méthode des films coulés :

Il s'agit de réaliser l'évaporation d'un solvant à partir d'un mélange de solvant et de polymère, coulé sur un support solide.

La formation des nodules cristallins est liée à la nature des forces d'interaction existant entre les molécules du mélange : il s'agit des forces d'interaction polymère-polymère qui tendent à former des agrégats et des forces d'interaction polymère-solvant qui tendent au contraire à disperser le polymère dans la solution.

L'importance relative de ces interactions détermine la position des molécules dans la solution, et donc la structure de la future membrane. Un paramètre très important pour la structure de la membrane est la vitesse d'évaporation du solvant. En effet, une évaporation lente du solvant conduit à la formation de cristaux de grande dimension tandis qu'une évaporation rapide conduit à la formation de petits cristaux.

Ainsi donc, les paramètres influant fortement sur la vitesse d'évaporation comme la température et la composition de la phase vapeur surmontant la surface du film sont déterminants pour la structure de la membrane.

Un autre facteur à prendre en considération est l'adhérence entre le film et le support : une adhérence importante entre le film et le support peut créer des tensions de nature à modifier la cristallinité du polymère. Le choix du support a donc aussi son importance : il est le plus souvent en verre ou en céramique.

2°) Les films de polymères fondus :

Les polymères thermoplastiques peuvent être fondus et étendus de sorte à former une structure qui, après refroidissement et solidification, donne une membrane dense.

Le polymère fondu subit une extension, c'est à dire une contrainte mécanique (passage à travers une filière qui aplatit le polymère) qui a pour but d'orienter les molécules vers une structure plus riche en modules cristallins.

Le polymère est ensuite refroidi jusqu'à une température inférieure à la température de vitrification et conserve la structure acquise.

D'autre part, ce traitement confère à la membrane formée une meilleure résistance mécanique.

3°) Les films polymérisés

Dans le cas des membranes en polymères synthétiques denses, les nodules cristallins peuvent être formés au moment même de la polymérisation.

La structure cristalline dépend alors des conditions de polymérisation.

Pour obtenir une structure riche en nodules cristallins, il faut opérer à une température telle que la vitesse de polymérisation ne soit pas supérieure à la vitesse de croissance cristalline.

4°) Les films ultra-minces :

Il s'agit de déposer une couche ultra-mince de polymère sur un support poreux, technique qui confère à l'ensemble ainsi formé une résistance mécanique appréciable : de telles membranes sont dites composites.

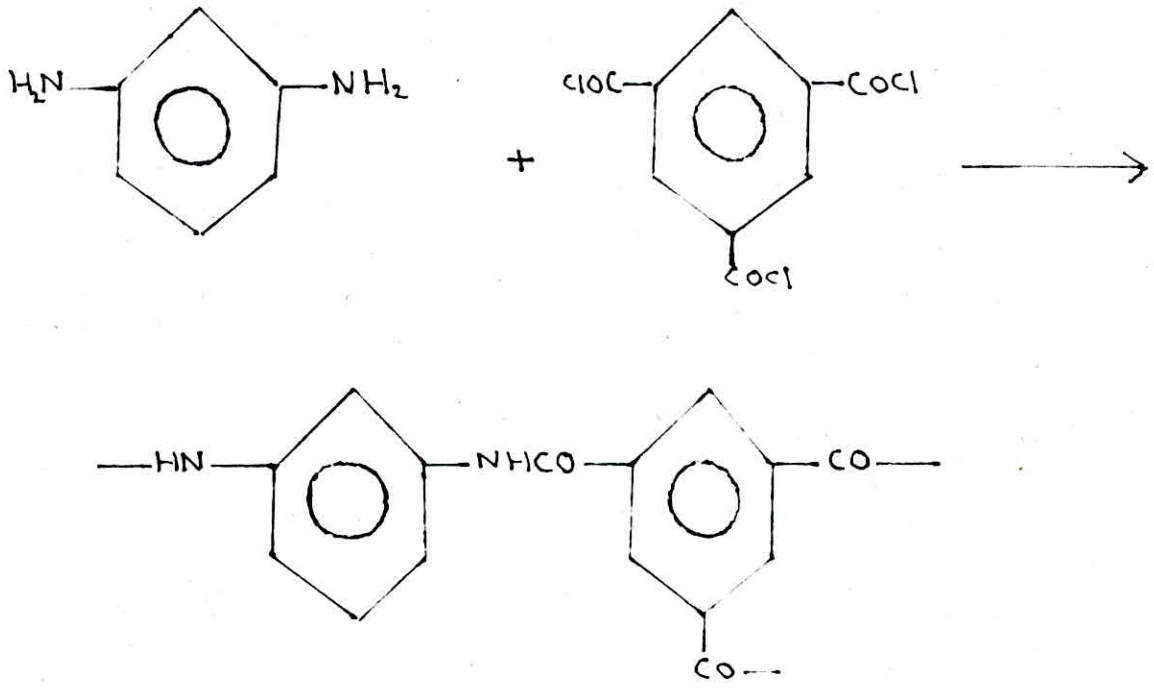
Plusieurs procédés sont utilisés pour les obtenir :

- a) imprégnation d'un substrat microporeux par un polymère suivi d'un séchage ;
- b) imprégnation du support microporeux par une solution de polymère suivi d'un séchage et d'une cuisson ;
- c) pulvérisation sous vide d'un polymère ;
- d) dépôt d'un monomère gazeux qui se polymérise ensuite.

On peut réaliser par exemple des membranes d'acétate de cellulose déposé sur un support de cellulose, ou encore une membrane de polyamide déposée sur un support de polyester.

Parmi les polyamides les plus utilisés, on peut citer le polyamide aromatique représenté Figure n° 2 et qui constitue la "peau" de la membrane composite FT 30. (3)

FIG 2



MEMBRANE FT 30

I.2.2.- Les membranes organiques poreuses obtenues par demixtion :

Il s'agit d'une préparation à partir d'un mélange contenant le polymère, un solvant et une substance assez peu mixible avec le polymère appelée "non solvant". (1)

Le mélange doit se trouver initialement dans la zone de mixibilité. Une composition typique de mélange initial est par exemple :

- Acétate de cellulose : 25%
- Acétone : 45 %
- Formamide : 30 %

Le mélange est coulé en film sur un support et on réalise l'évaporation du solvant.

Durant l'évaporation du solvant, il se forme une émulsion dont la phase continue, riche en polymère constitue la future membrane, tandis que la phase dispersée, pauvre en polymère, laissera après son départ des vacuoles.

Le solvant s'évapore d'autant plus vite qu'il se trouve près de la surface.

Ainsi, le gel se forme rapidement dans la zone superficielle tandis que le reste du mélange est encore fluide et moins concentré en polymère que la zone superficielle.

Avant que l'évaporation du solvant ne soit complète, le gel est immergé dans un bain de coagulation qui favorise l'aggrégation des molécules et stabilise la structure, tandis que le non solvant quitte les pores intersticiels par diffusion. Les structures ainsi obtenues sont asymétriques : leur porosité n'est pas uniforme et on distingue deux couches: une "peau" dense et très fine (son épaisseur, mesurée par microscopie électronique, peut aller de 1 à 10 microns), et une couche plus épaisse et poreuse se comportant comme un support poreux, tandis que la sélectivité est assurée par la peau. (2)

La première membrane de ce type a été obtenue en 1959 par Loeb et Somirajan.

Mais les membranes ainsi obtenues ne sont pas directement utilisables à l'échelle industrielle car elles doivent être soumises à de fortes pressions, plus particulièrement en osmose inverse.

C'est pourquoi il existe une grande variété de traitements qui améliorent la résistance mécanique de la membrane mais qui agissent également sur d'autres propriétés comme la porosité. Parmi ces traitements, nous citons :

1°/ La trempe :

C'est un traitement thermique qui a pour résultat une diminution de la porosité car l'énergie fournie accroît les interactions entre les dipôles macromoléculaires.

2°/ Le pressage :

C'est un traitement mécanique qui consiste à réaliser un compactage de la membrane sous l'action d'une force. Ce traitement aboutit à une réduction de la porosité de la membrane, mais cette réduction peut quand même se poursuivre au cours de l'utilisation, sous pression.

3°/ La dilatation :

Ce traitement consiste à dilater les pores à l'aide d'un agent de gonflement. En effet, les membranes de polymères peuvent au contact d'une solution absorber du solvant et du soluté. Le degré de gonflement dépend du solvant et de la nature de la membrane.

Dans le cas des solutions aqueuses, le gonflement est dû à une prise d'eau nécessaire à l'hydratation des groupes polaires et hydrophiles.

4°/ Les traitements chimiques :

Il existe des traitements susceptibles de modifier la perméabilité des membranes par transformation chimique.

On peut, par exemple, accroître la perméabilité d'une membrane en créant chimiquement des groupements ayant une bonne affinité avec le solvant. C'est par exemple le cas des membranes d'acétate de cellulose dont on peut accroître la perméabilité en créant des groupements carbonyles par oxydation partielle.

I.3.- Les membranes minérales.

Les membranes minérales sont à base de matériaux très divers : métaux, oxydes métalliques, silice, carbone, polymères inorganiques... Elles ont connu un développement plus récent que les membranes organiques et présentent souvent, comme nous le verrons plus loin, des performances supérieures. (4)

I.3.1.- Les membranes denses minérales :

De nombreux métaux sont connus pour être perméables uniquement aux gaz comme l'hydrogène et l'oxygène.

C'est le cas notamment du palladium et de ses alliages avec de l'argent, du nickel, du ruthénium et d'autres métaux des groupes VI, VII, VIII, de la classification périodique. On considère que les alliages de palladium et d'argent contenant 10 à 50 % d'argent sont les plus performants.

L'argent est utilisé pour empêcher les transformations allotropiques du palladium qui peuvent le fragiliser.

Ces alliages sont utilisés à des températures comprises entre 300 et 500°C et sous forme de feuilles d'épaisseur de l'ordre de 20 microns. Leur utilisation est envisagée dans les réacteurs de deshydrogénation afin d'éliminer l'hydrogène et déplacer ainsi l'équilibre dans un sens favorable.

I.3.2.- Les membranes poreuses minérales :

I.3.2.a- Membranes à base de silice :

Les membranes minérales poreuses les plus courantes sont actuellement celles à base de verre poreux.

Ce sont des verres borosilicatés dont la structure poreuse peut être obtenue par la technique de démixtion.

On part d'un mélange initial de silice (Si O_2), d'oxyde de sodium (Na_2O) et d'oxyde de bore (B_2O_3), et une certaine température de l'ordre de 300 à 700°C ; le mélange thermodynamiquement instable se sépare en deux phases : l'une riche en silice insoluble dans les acides minéraux et l'autre riche en oxyde de sodium et en oxyde de bore, soluble dans les acides minéraux. (1)

Ainsi, la séparation peut être accrue par dissolution dans un acide minéral et on recueille le squelette de silice qui constitue le réseau microporeux.

La structure poreuse de la membrane dépend de la composition du mélange initial ainsi que de l'évolution de la température. En jouant sur ces paramètres, il est possible de réaliser une large gamme de membranes en verre poreux.

I.3.2.b- Membranes en céramique :

Des membranes en céramique peuvent être obtenues par dispersion de particules et coulée. Cette technique consiste à réaliser une dispersion de fines particules et de les faire couler sur un support poreux par coulée de la dispersion. (4)

I.3.2.c- Membranes en oxyde métallique :

Une méthode de préparation de membranes minérales avec une bonne distribution de pores est l'oxydation anodique d'une fine feuille de métal de très haute pureté à température ambiante.

Les conditions de l'oxydation anodique sont données par le diagramme tension PH pour le métal considéré.

Par ce procédé, on peut obtenir des feuilles d'aluminium de 75 à 250 microns d'épaisseur par oxydation anodique de l'aluminium en milieu d'acide sulfurique, d'acide oxalique, ou encore d'acide phosphorique. (1,4)

Si l'attaque chimique n'a lieu que sur une face du métal, la membrane obtenue sera asymétrique et les pores coniques. D'autre part, les membranes en alumine se dégradent au cours d'une longue exposition à l'eau car elles ne sont que partiellement hydratées.

Ainsi, pour les stabiliser, on leur fait subir un traitement d'hydratation totale à une température qui peut aller de 35 à 80°C.

I.3.2.d- Membranes en oxyde de graphite :

Des membranes en oxyde de graphite peuvent être obtenues en mettant en contact du graphite pulvérisé avec du mélange sulfonitrique et en le faisant déposer sur un support poreux. (1)

I.3.3.- Les avantages des membranes minérales :

Les membranes minérales récemment développées présentent de nombreux avantages par rapport aux membranes organiques plus courantes. (4)

Bien que leur coût soit souvent plus élevé, les membranes minérales présentent une meilleure résistance thermique et mécanique ainsi qu'une bonne tenue aux attaques chimiques et microbiologiques, ce qui rend leur utilisation plus intéressante pour l'industrie agro-alimentaire où leur bonne résistance thermique leur permet de subir des stérilisations à haute température.

C H A P I T R E I I

LES PROCEDES DE SEPARATION PAR MEMBRANE

Les membranes organiques, et plus récemment les membranes minérales sont utilisées à l'échelle industrielle pour réaliser des séparations de solutés à partir d'une solution d'alimentation.

Cette solution d'alimentation, envoyée sous pression au contact de la membrane, est divisée en deux solutions :

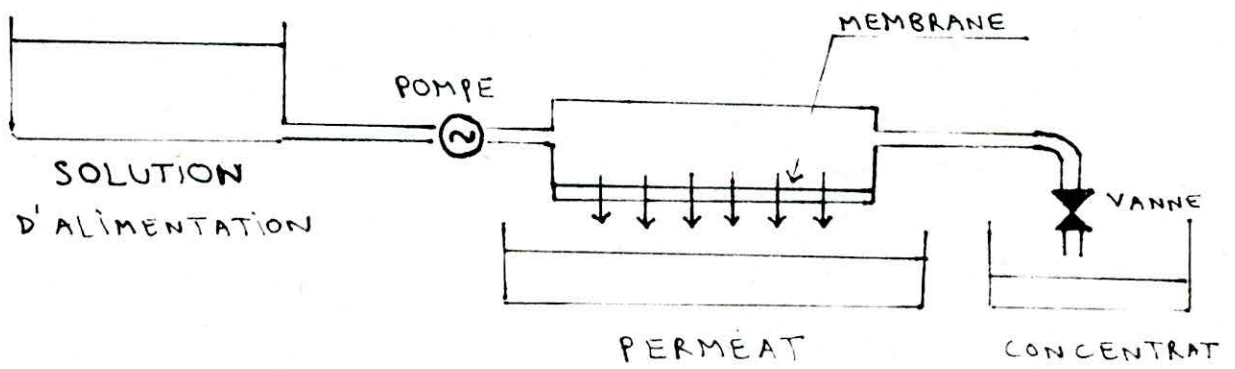
- 1°) un rétentat ou concentrat qui a été rejeté par la membrane,
- 2°) un perméat qui a traversé la membrane.

Ce processus est schématisé simplement sur la Figure n°3

Ce schéma concerne essentiellement les procédés d'osmose inverse et d'ultrafiltration.

FIG 3

PRINCIPE DE SÉPARATION PAR MEMBRANE



II.1.- L'osmose inverse.

II.1.1.- Le phénomène d'osmose :

Si nous séparons comme sur la Figure n° 3 , une solution de sel par exemple, d'une quantité d'eau pure par une membrane semi-perméable, (qui ne laisse passer que les molécules d'eau), nous pouvons mettre en évidence le phénomène d'osmose.

Nous observons une diffusion du solvant du compartiment de solvant pur vers la solution concentrée.

Il s'ensuit donc une augmentation de pression dans le compartiment récepteur et qui est mise en évidence par l'élévation du niveau de l'eau, comme indiqué sur la Figure n° 4 . Cette élévation du niveau de liquide se poursuivra jusqu'à l'obtention d'un état d'équilibre : le niveau d'équilibre correspond à la pression osmotique qui est donc la pression qu'il faut exercer sur une solution pour l'amener dans un état d'équilibre avec le solvant pur dont elle est séparée par une membrane semi-perméable.

La pression osmotique augmente avec la concentration et pour les solutions suffisamment diluées, il y a proportionnalité suivant une relation analogue à la loi des gaz parfaits.

$$\pi = C R T \quad (\text{Loi de Van't Hoff}) \quad (2,5)$$

π : Pression osmotique

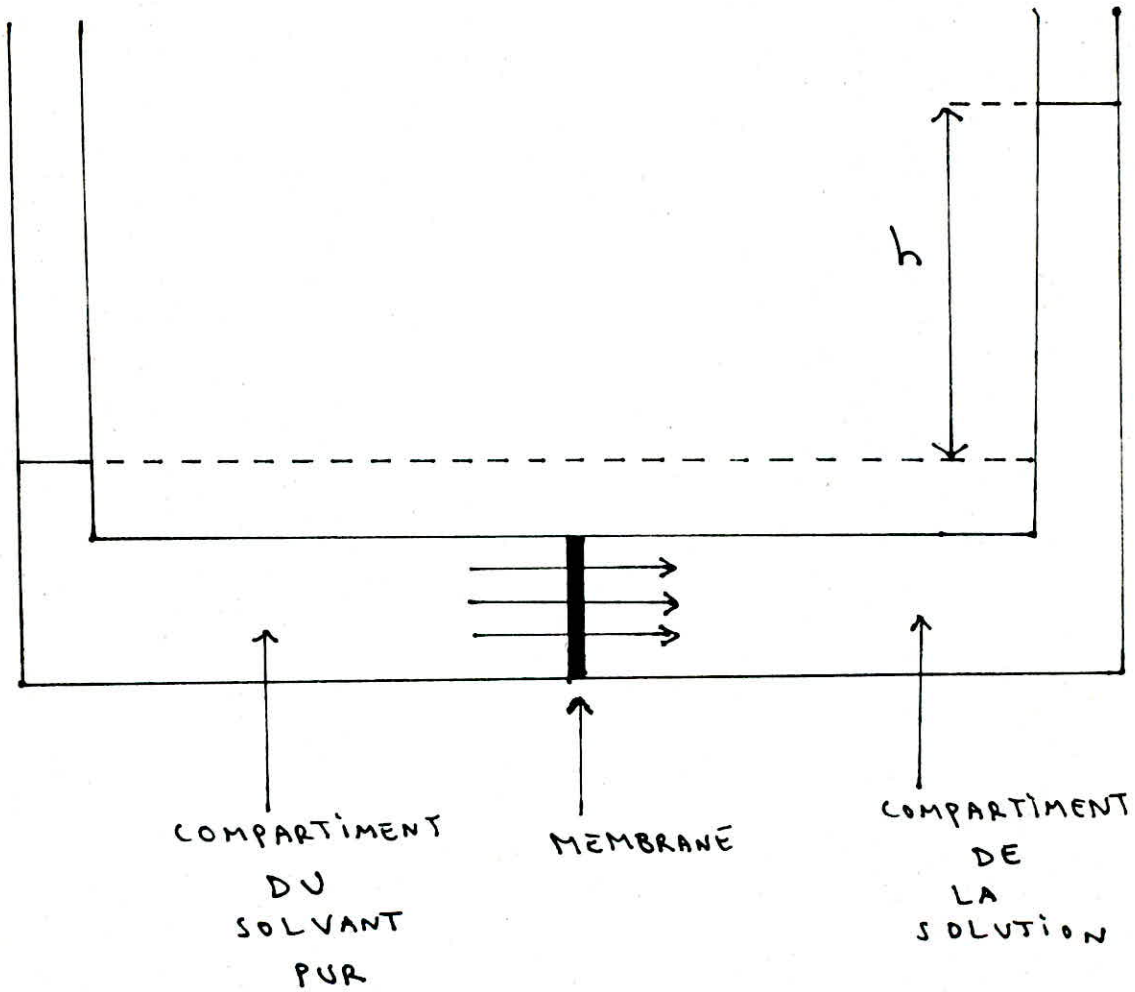
C : Concentration (mole/l)

T : Température absolue K

R : Constante des gaz parfaits

FIG 4

LE PHÉNOMÈNE D'OSMOSE



La loi de Van't Hoff ne s'applique généralement pas aux solutions ioniques souvent trop concentrées, mais on peut trouver dans la bibliographie certaines relations donnant la pression osmotique en fonction de la concentration sous la forme :

$$\pi = a_1 + a_2 x_s + a_3 x_s^2 + \dots + a_i x_s^{i-1} \quad (6)$$

a_i = Coefficients déterminés expérimentalement

x_s = Fraction molaire de soluté.

II.1.2.- Le principe de l'osmose inverse :

L'osmose inverse se base sur la réversibilité du phénomène d'osmose. En effet, en revenant à la Figure n° 4, si nous appliquons du côté de la solution une pression supérieure à la pression osmotique, la diffusion des molécules d'eau se fera en sens inverse, comme indiqué sur le schéma n° 5

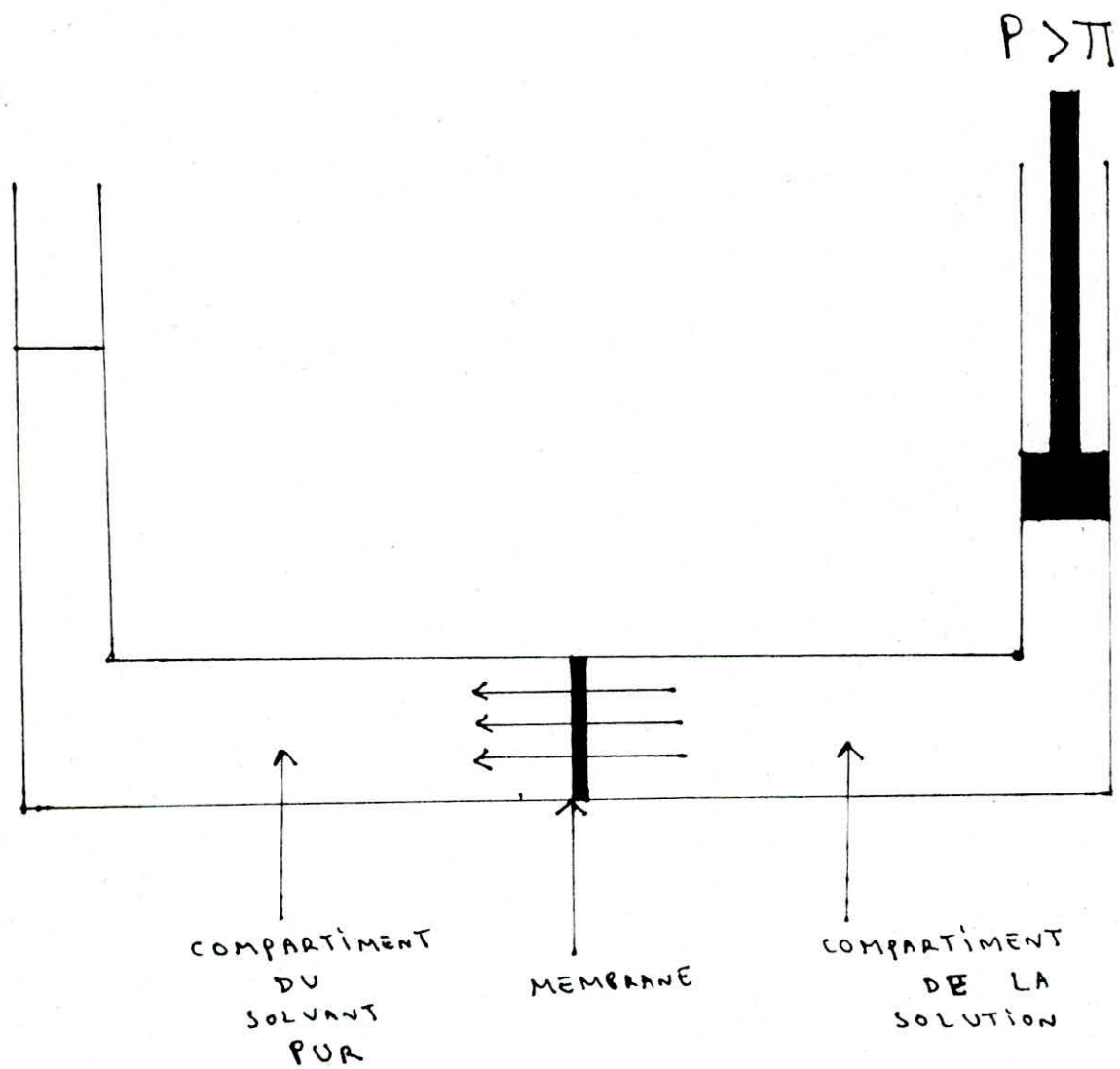
Le solvant se dirigera alors de la solution la **PLUS** concentrée vers la solution la **MOINS** concentrée.

L'osmose inverse (appelée aussi hyperfiltration) est employée pour séparer des solutions à travers des membranes dont le diamètre des pores est de l'ordre de 1mm, et qui laissent passer les molécules d'eau tout en retenant les molécules de soluté, généralement petites (sel, sucre, etc...).

II.1.3.- Le mécanisme de transfert des composants à travers la membrane :

Dans le cas de l'osmose inverse, le modèle de transfert le plus courant est le modèle de "solution-diffusion". (7, 8, 9)

FIG 5
L'OSMOSE INVERSE



Ce modèle repose sur l'affinité des constituants en présence avec la membrane.

Par exemple, dans le cas très fréquent du traitement d'une solution aqueuse par une membrane en acétate de cellulose, le mécanisme de transfert des molécules d'eau peut être attribué à la formation de liaisons hydrogènes entre les atomes d'hydrogène des molécules d'eau et les groupements carbonyles de l'acétate de cellulose. (2)

De manière plus générale, le modèle de "solution-diffusion" considère la membrane d'osmose inverse comme une barrière de diffusion non poreuse (membrane dense) où les transferts s'effectuent par dissolution des constituants de la solution dans le matériau membranaire, suivie d'une diffusion de ces constituants sous l'action d'un gradient de concentration et de pression qui crée une variation du potentiel chimique de la solution dans la membrane. (7)

II.1.3.a- Flux de solvant et de soluté :

Le flux d'un constituant i est relié au gradient de potentiel chimique par la relation suivante :

$$J_i = - \frac{D_i C_i}{RT} (\text{grad } \mu_i) = - \frac{D_i C_i}{RT} \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial C_i} \text{grad } C_i + \frac{\partial \mu_i}{\partial P} \text{grad } P \right) \quad (7)$$

Dans ce qui suit, nous supposons que le coefficient de diffusion D est indépendant de la concentration.

μ_i : Potentiel chimique

C_i : Concentration du constituant i dans la membrane

D_i : Coefficient de diffusion du constituant i dans la membrane

P : Pression appliquée.

1°) Flux de solvant :

Le flux de solvant peut être obtenu en intégrant l'équation générale (1) en admettant que le gradient de concentration en eau est faible dans la membrane, ce qui rend le terme $\frac{\partial \mu_i}{\partial c_i} \text{ grad } C_i$ négligeable.

$$\text{Cela donne : } J_{\text{eau}} = - \frac{D C V}{R T_e e} (\Delta P - \Delta \pi)$$

V : Volume molaire partiel de l'eau
e : épaisseur de la membrane.

Nous pouvons considérer le terme $-\frac{D C V}{R T_e e}$ comme constant si les propriétés relatives à la membrane ne dépendent pas de la concentration et de la pression. Posons donc $-\frac{D C V}{R T_e e} = A$.

A est une propriété caractéristique de la membrane appelée perméabilité de la membrane au solvant. Physiquement, A représente le débit de solvant rapporté à la surface de la membrane et à la pression exercée. Elle est généralement exprimée en $\text{g-cm}^{-2} \text{ s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$ ou en $\text{l-cm}^{-2} \text{ s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$.

2°) Flux de soluté :

Nous supposons qu'il n'y a qu'un seul sel comme soluté. Si la membrane est hautement sélective, la concentration en sel sera élevée du côté retentat et très basse du côté perméat, ce qui laisse supposer un gradient de concentration en sel élevé dans la membrane. Ainsi, dans l'équation générale (1), le terme $(\frac{\partial \mu_i}{\partial c_i}) \text{ grad } C_i$ peut être supposé très grand devant le terme $\frac{\partial \mu_i}{\partial P} \text{ grad } P$.

Ainsi, le débit de soluté est exprimé par :

$$J_{\text{sel}} = D \frac{\Delta C_m}{e} \quad \text{cm : concentration de soluté dans la membrane.}$$

Si nous considérons le coefficient de partage K du soluté entre la membrane et la solution $K = \frac{C_m}{C_s}$ l'équation (1) devient :

$$J_{\text{sel}} = \frac{D_s K}{e} (C_s - C_p)$$

C_s représente la concentration en sel dans la solution arrivant sur la membrane.

De la même manière que précédemment, la grandeur $D_s \frac{K}{e}$ peut être considérée comme une constante de la membrane : c'est la perméabilité de la membrane au soluté, notons-la B [cm s^{-1}]

Ainsi donc, les équations de transfert de solvant et de soluté découlant du modèle de solution-diffusion sont :

$$J_{\text{eau}} = A (\Delta P - \Delta \Pi)$$

$$J_{\text{sel}} = B (C_s - C_p)$$

II.1.4.- Le phénomène de polarisation :

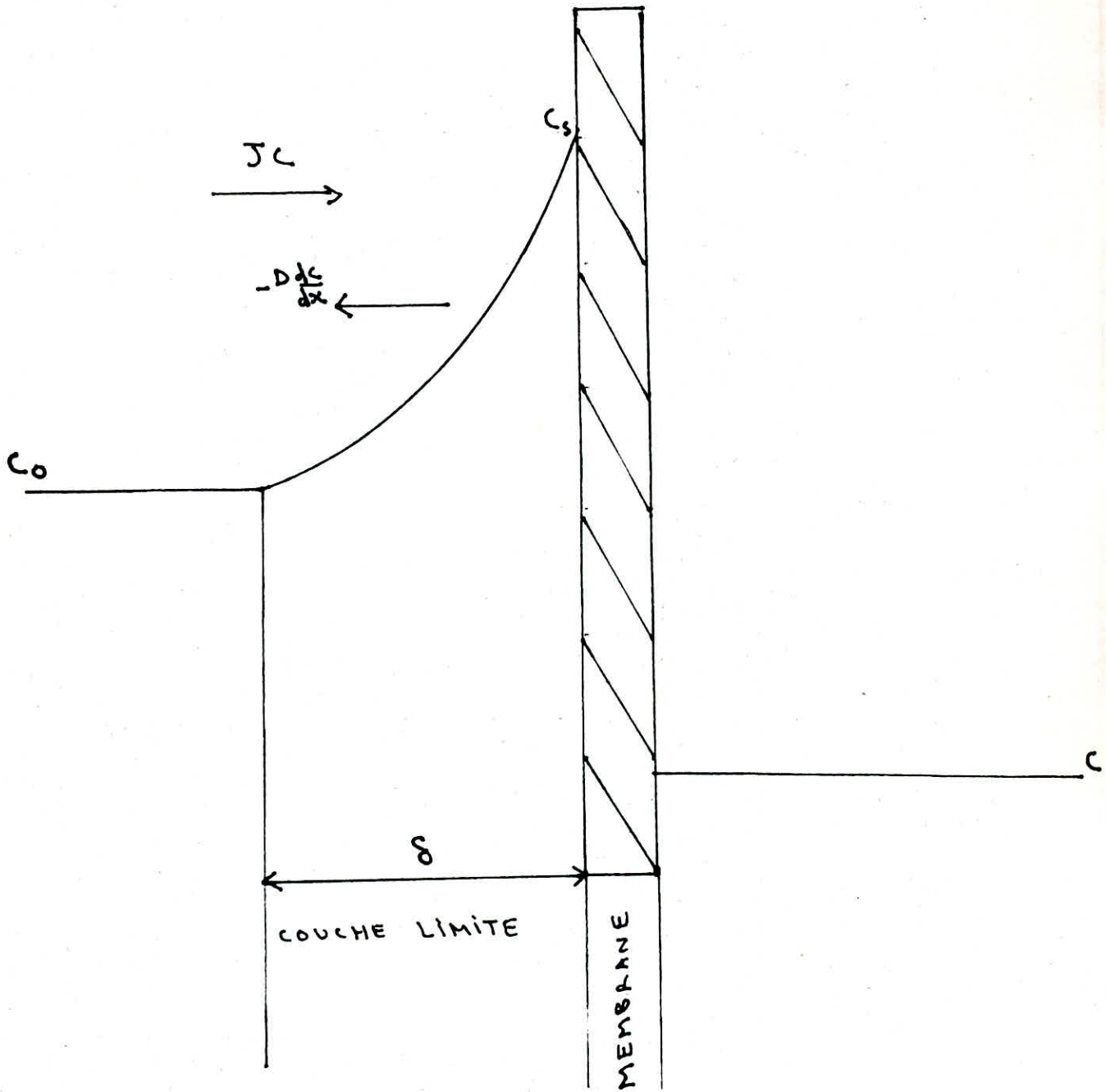
Le phénomène de polarisation concerne tous les procédés de séparation par membranes.

Qualitativement, il se produit une accumulation des molécules de solutés retenues au voisinage immédiat de la membrane, et ce phénomène a, comme nous le verrons plus loin, des conséquences préjudiciables aux performances des membranes.

Pour représenter le phénomène de polarisation, on utilise la théorie du film qui suppose l'existence d'une couche limite d'épaisseur δ située au voisinage de la membrane.

La couche limite est représentée Figure n°6

FIG 6 PHÉNOMÈNE DE POLARISATION



Nous voyons que le soluté, dans la couche limite, se déplace sous l'action de deux forces : le flux de soluté dû au gradient de pression $J_{\text{eau}} C$ et le flux de soluté s'écoulant par diffusion sous l'effet d'un gradient de concentration $- D_{\text{sel}} \frac{dC}{dx}$.

Le bilan de soluté peut s'écrire :

$$J_{\text{eau}} C - D_{\text{sel}} \frac{dC}{dx} = J_{\text{sel}} \quad \text{or, } J_{\text{sel}} = J_{\text{eau}} C_p.$$

Donc,

$$J_{\text{eau}} C - D_{\text{sel}} \frac{dC}{dx} = J_{\text{eau}} C_p.$$

Si nous intégrons cette équation au niveau de la couche limite, avec pour condition

$$x = 0 \quad ; \quad C = C_0 \quad : \quad \text{concentration de l'alimentation}$$

$$x = \delta \quad ; \quad C = C_s \quad : \quad \text{concentration de polarisation}$$

nous obtenons :

$$\text{Exp} \left(\frac{J \delta}{D} \right) = \frac{C_s - C_p}{C_0 - C_p} \quad \text{est appelé facteur de polarisation } \theta$$

$$\text{Souvent } C_p \text{ est négligeable, alors } \theta = \frac{C_s}{C_0}$$

L'épaisseur de la couche limite est reliée au coefficient de transfert de matière par la relation $k = \frac{D}{\delta}$ (2)

La détermination de l'épaisseur de la couche limite est délicate. Ce problème peut être résolu en utilisant des relations expérimentales permettant de déterminer le coefficient de transfert de matière k .

Par exemple, en régime turbulent, on peut utiliser des relations sous la forme $Sh = A Re^a Sc^b$ (10)

$(k \frac{d}{D}) = Sh$: Nombre de Sherwood

$(\frac{\mu}{D_s}) = Sc$: Nombre de Schmidt

$(\frac{\rho v d_h}{\mu}) = Re$: Nombre de Reynolds.

ρ : Masse volumique

d_h : Diamètre hydraulique

v : Vitesse de passage du fluide d'alimentation

μ : Viscosité dynamique

D_s : Coefficient de diffusion du soluté

k : Coefficient de transfert de matière

a, b, A : Coefficient dépendant de la géométrie.

Par exemple, pour un canal plat et lisse en régime turbulent, Deissler a établi en 1955 $A = 0,023$; $a = 0,875$; $b = 0,25$.

Pour un canal tubulaire lisse et en régime turbulent d'écoulement, Chilton et Colburn préconisent, en 1934, $A = 0,023$; $a = 0,8$; $b = 0,33$.

Nous pouvons aussi utiliser la corrélation du facteur de Chilton et Colburn basée sur une analogie transfert de matière-transfert de chaleur :

$$J_o = \frac{k}{v} Sc^{2/3} = f/2 \quad (11)$$

f = facteur de friction qui peut être enlevé par la corrélation suivante pour un canal tubulaire lisse et pour $Re > 5000$.

$$f = 0,0028 + 0,250 Re^{-0,32}$$

Ces corrélations montrent que le coefficient de transfert de matière k augmente avec la vitesse de circulation du fluide v . Donc, le facteur de polarisation augmente lorsque v diminue en vertu de la formule

$$\frac{c_s}{c_o} = e^{J/k}$$

Le graphique établi par Sherwood et coll. de la Figure n° 7 montre l'évolution du facteur de polarisation dans le cas de l'osmose inverse d'une solution salée dans un canal tubulaire en régime turbulent. (12) Ces corrélations appliquées aux systèmes de séparation par membranes donnent des résultats très approximatifs car elles ne tiennent pas compte de la porosité du canal, et donc de la perméation qui a lieu.

- L'effet de la porosité et de la perméation :

Les corrélations citées sont valables pour des surfaces non poreuses et certains auteurs ont étudié les effets induits par la porosité du tube et la perméation.

Belfort et collaborateurs ont obtenu une relation entre le facteur de friction f dans un tube non poreux et le facteur de friction dans un tube poreux à l'aide d'expérience sur un tube poreux d'acier.

$$\frac{f'}{f} = 1,2 - 40 \left(\frac{Re_w}{Re_e} \right) Re_w$$
 étant le nombre de Reynolds relatif au flux de perméation. (11)

D'autres auteurs ont établi des relations pour le coefficient de transfert de matière avec porosité.

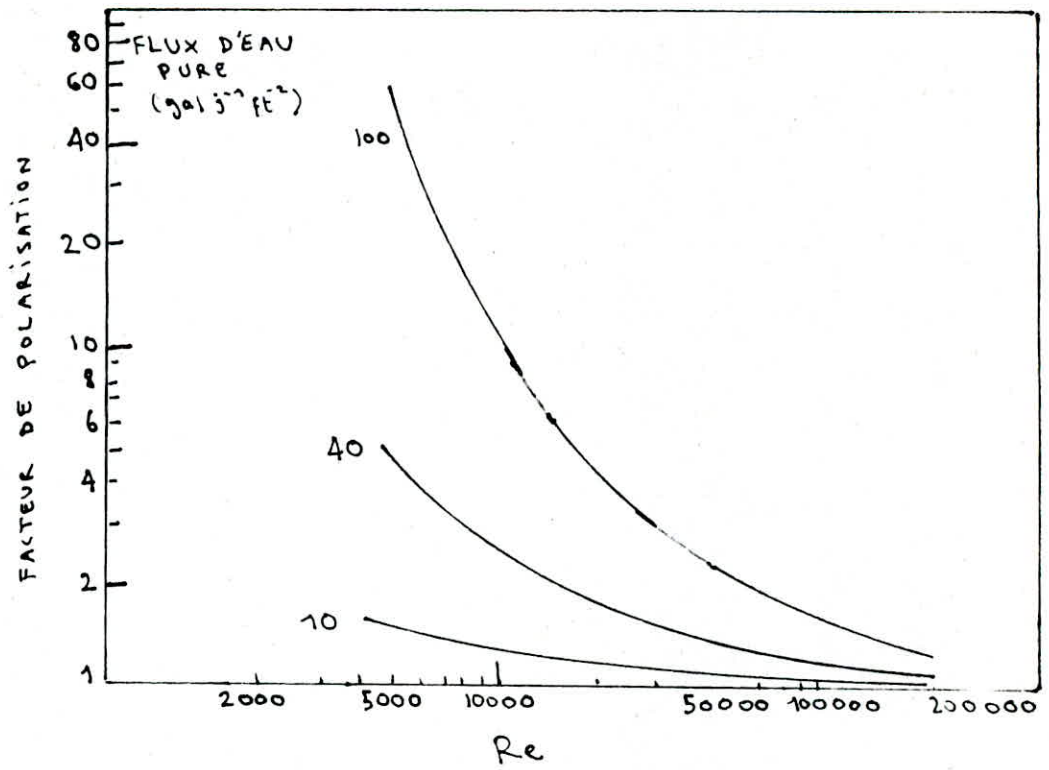
Pour l'osmose inverse appliquée à des solutions salines, Thomas propose pour des flux de perméation supérieurs à 5mm/mn la relation :

$$\frac{k'}{k} = \frac{0,1}{\sqrt{2}} Re^{0,06} Re_w^{0,5} Sc^{0,42} \quad (11)$$

Ces auteurs ont observé un coefficient de transfert de matière plus important pour les canaux poreux.

Le régime turbulent d'écoulement est généralement préféré car les turbulences permettent de disperser la couche de polarisation et exercent un effet d'auto-nettoyage de la surface de la membrane.

FIG 7



II.1.5.- Les effets du phénomène de polarisation de concentration :

Le phénomène de polarisation réduit les performances des membranes de différentes manières :

- une augmentation de la concentration entraîne une augmentation de la pression osmotique au voisinage de la membrane, ce qui a pour effet de réduire la pression efficace ($\Delta p - \Delta \pi$), donc le débit de perméation du solvant ;
- une augmentation de la concentration C_s au voisinage de la membrane entraîne, d'après l'équation $J_{sel} = B (C_s - C_p)$ une augmentation du débit de passage du soluté ;
- si la concentration au voisinage de la membrane augmente jusqu'à atteindre la saturation, il se produit une précipitation du sel qui aboutit à un entartrage de la membrane.

II.1.6.- Influence de la pression et de la température sur les performances d'une séparation par osmose inverse :

Les performances d'une membrane de séparation sont liées à un flux de solvant élevé et à un flux de soluté faible, ce qui donne un taux de rejet R élevé.

Le taux de rejet est défini par $R = \frac{C_o - C_p}{C_o}$

II.1.6.a- Influence de la pression :

Les équations données par le modèle de solution-diffusion suggèrent que si la pression appliquée augmente, la pression efficace ($\Delta p - \Delta \pi$), qui est la force motrice du transfert augmente et entraîne une augmentation proportionnelle du flux de solvant, tandis que le flux de soluté ne varie pas avec la pression.

Mais en pratique, cela n'est pas rigoureusement exact, et ce pour les raisons suivantes :

1°/ Le phénomène de rétraction des membranes :

Une augmentation excessive de la pression appliquée entraîne un tassement de la membrane. Ce phénomène conduit à une réduction de la taille des pores, et par la même à une diminution de la perméabilité A.

Ce phénomène est plus sensible pour les membranes en polymères organiques que pour les membranes minérales, et il peut conduire au paradoxe suivant : une augmentation de la pression qui peut entraîner une diminution du flux du solvant.

2°/ Le phénomène de polarisation :

Une augmentation de la pression entraîne une plus grande accumulation de molécules de soluté dans la couche de polarisation, ce qui peut aboutir à un entartrage gênant la diffusion.

Pour ces deux raisons, il est difficile de prévoir l'évolution du flux de solvant en fonction de la pression, et seule l'expérience peut nous renseigner efficacement sur la caractéristique flux = f (pression). Quant au flux de soluté, il peut augmenter avec la pression en raison de l'existence d'un couplage entre le flux de solvant et le flux de soluté.

En fait, l'action de la pression sur les flux de matière met en évidence les limites du modèle de solution-diffusion.

Sourirajan considère que le flux de solvant J est divisé en deux flux J_1 et J_2 . (13)

J_1 est le flux résultant de l'écoulement dans les pores et J_2 est le flux dû à la formation de liaisons hydrogène entre le solvant et le polymère. J peut être exprimé par la relation suivante :

$$J = J_1 + J_2 = (K_1 + K_2) (\Delta P - \Delta \pi).$$

Seul le coefficient K_1 lié à l'écoulement du solvant dans les pores peut être influencé par la pression qui entraîne une compaction de la membrane.

La porosité, après compaction ξ peut être exprimée par la relation $\xi = \xi_0 \exp(-\alpha P)$; ξ_0 étant la porosité initiale et α le coefficient de compressibilité de la membrane.

Cette variation de la porosité est déduite de l'observation des variations de l'épaisseur de la couche active par microscopie électronique durant la compaction.

La variation du flux J_1 durant la compaction suit la même évolution que celle de la porosité.

Ainsi, le flux J_1 est exprimé par la relation $J_1 = K_1 \exp(-\alpha P) (\Delta P - \Delta \pi)$ et le flux total de solvant J est donc :

$$J = (K_1 \exp(-\alpha P) + K_2) (\Delta P - \Delta \pi)$$

Cette expression donne des résultats plus proches de la réalité en prenant en compte la compressibilité de la membrane.

Pour le flux de soluté, il est donné par $J_5 = B \Delta C + E (\Delta P - \Delta \pi)$, E étant un coefficient de couplage entre flux de solvant et flux de soluté.

II.1.6.b- Influence de la température :

La perméabilité d'une membrane de type diffusionnel évolue avec la température suivant une relation analogue à la loi d'Arrhenius :

$$A = A_0 \exp(-E_A/RT) \quad (7)$$

E_A = Energie d'activation

T = Température absolue

R = Constante des gaz parfaits

A_0 = Perméabilité initiale.

Cette relation montre bien le caractère physico-chimique du transfert pour les membranes de type diffusionnel.

D'autre part, la température favorise le transfert de matière en faisant augmenter la diffusivité et diminuer la viscosité, ce qui a pour effet de réduire la couche de polarisation. Mais il ne faut pas atteindre la température de dégradation de la membrane.

II.2.- L'ultrafiltration.

L'ultrafiltration est un procédé de séparation de soluté ayant une masse molaire élevée (polymères, protéines) à l'aide de membranes plus poreuses que les membranes d'osmose inverse, et qui laissent passer le solvant ainsi que les solutés de masse molaire plus faible.

On définit ainsi un point dit de "cut off" qui représente la masse molaire au-delà de laquelle les molécules sont retenues par la membrane.

Comme seules les grosses molécules sont retenues, la pression osmotique mise en jeu en ultrafiltration est beaucoup plus faible qu'en osmose inverse souvent négligeable. (2)

Ainsi, la pression appliquée en ultrafiltration dépasse rarement 5 bars.

II.2.1.- Mécanisme de transfert :

Le mécanisme de transfert le plus courant pour décrire l'ultrafiltration est le modèle capillaire. (2, 7, 8, 14)

Ce modèle consiste à considérer la membrane comme étant constituée d'une multitude de capillaires dans lesquels l'écoulement est laminaire.

Ce modèle considère que la membrane est un milieu constitué de pores cylindriques dont le rayon détermine la perméabilité et la sélectivité : l'opération est donc semblable à un tamisage.

Ainsi, il est important pour une membrane de type capillaire de connaître la courbe de distribution des pores qui peut être déterminé par diverses techniques comme la microscopie électronique, la diffraction des rayons X, qui permettent d'effectuer des mesures directes, ou des méthodes indirectes comme la technique d'intrusion de mercure. Cette technique consiste à faire pénétrer le mercure dans les pores sous l'effet d'une pression qui compense la tension superficielle du mercure. Ainsi, pour un pore de rayon r , nous avons l'égalité des forces qui s'exprime par :

$$2\pi r \gamma \cos \theta' = -\pi r^2 p \Rightarrow r = -\frac{2\gamma \cos \theta'}{p} \quad (15)$$

- γ : tension superficielle du mercure
 θ' : angle de mouillage mercure-membrane
 p : pression exercée.

Pour chaque pression exercée, mesurer le volume V du mercure qui a pénétré dans les pores et calculer le rayon .

Ensuite, porter graphiquement $V = f(r)$ et représenter ensuite la fonction dérivée $\frac{dV}{dr} = f(r)$ qui représente la distribution des pores. On peut alors déterminer le diamètre moyen des pores de la membrane.

II.2.1.a- Flux de solvant et de soluté d'après le modèle capillaire :

Le flux volumique de solvant à travers une membrane capillaire peut être exprimé par la loi de Poiseuille en raison du régime laminaire d'écoulement dans les pores.

$$J = \frac{\pi r^4 \Delta P N}{8\mu e}$$

- J : débit de solvant par unité de surface.
 r : rayon de pore
 μ : viscosité dynamique
 ΔP : différence de pression
 e : épaisseur effective de la membrane
 N : nombre de pores par unité de surface

Le nombre de pores par unité de surface peut être exprimé par :

$$N = \frac{\xi}{\pi r^2 \tau}$$

ξ : porosité de la membrane : c'est le rapport entre le volume vide des pores et le volume apparent de la membrane.

τ : facteur de tortuosité qui représente le rapport de la longueur moyenne des pores sur l'épaisseur de la membrane.

Ainsi, en substituant l'expression de N , l'expression du flux de solvant devient :

$$J = \frac{\xi r^2 \Delta P}{8 \mu \tau e}$$

Quant au flux molaire de soluté, il peut être exprimé par :

$$J_s = \sigma J c_0$$

Le flux de soluté est dû au passage de la solution à travers les pores assez grands pour laisser passer les molécules de soluté.

Le terme σ représente donc la fraction de liquide s'écoulant dans les pores assez grands pour laisser passer le soluté.

Ce terme peut être exprimé directement en fonction du taux de rejet R .

En effet, comme nous avons : $\sigma = \frac{J_s}{J} \times \frac{1}{c_0}$ et $J_s = J \times c_p$

alors : $\sigma = \frac{c_p}{c_0} = 1 - R$

II.2.2.b- Le phénomène de polarisation :

Le problème de la couche de polarisation se pose aussi en ultra-filtration.

L'accumulation de macromolécules au voisinage de la membrane peut faire augmenter la pression osmotique à une valeur non négligeable, et de plus, si une certaine concentration limite est atteinte, il peut se former une couche de gel qui constitue une résistance considérable au transfert.

Si cette couche de gel s'incruste, cela peut aboutir au colmatage de la membrane.

Le flux volumique de solvant peut s'exprimer par :

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{M(R_m + R_g)} \quad (16,17)$$

R_m : résistance de la membrane

R_g : résistance de la couche de gel

Si, comme dans le cas de l'osmose inverse nous intégrons l'équation de bilan de soluté dans la couche limite d'épaisseur δ ; nous obtenons :

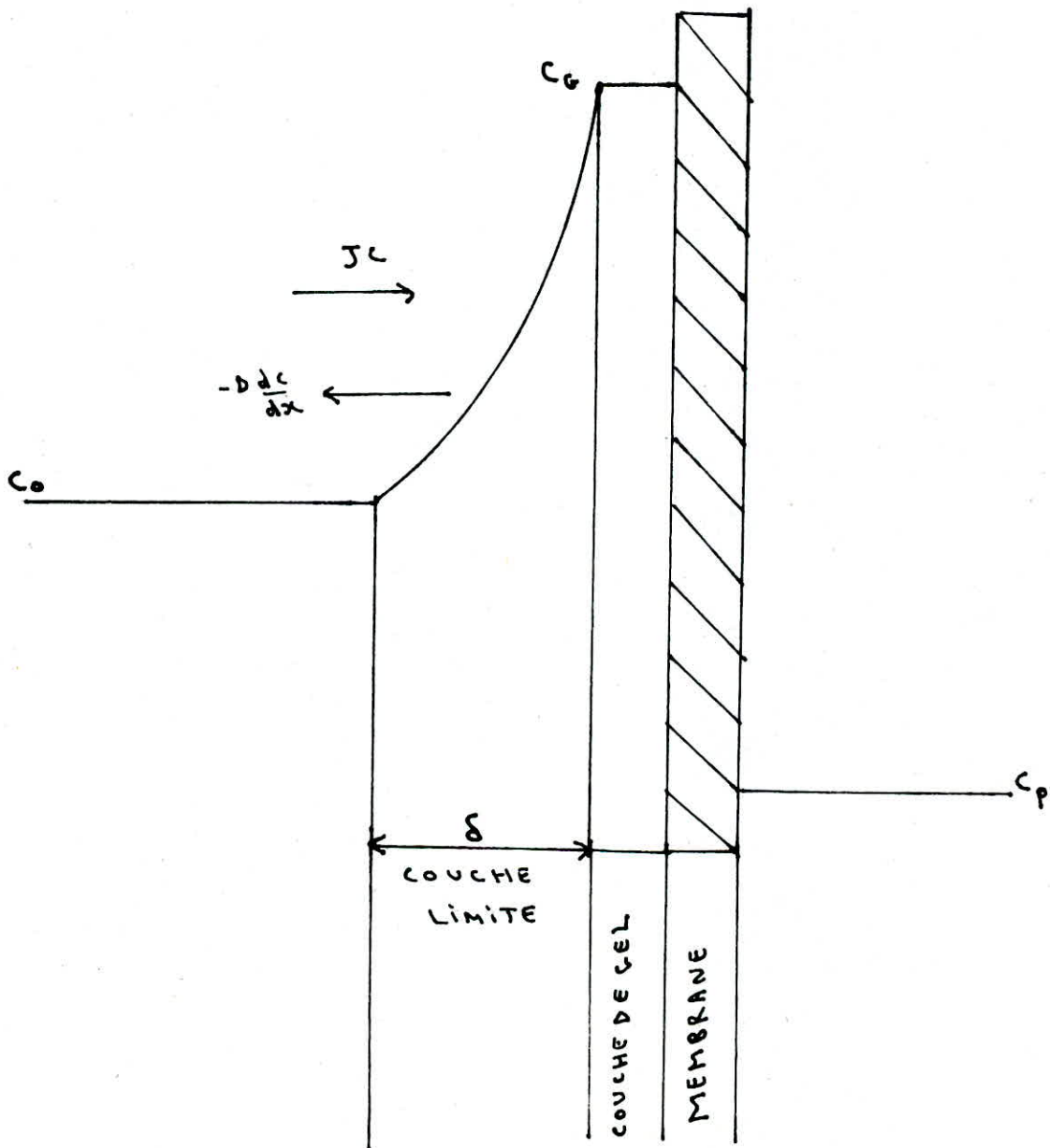
$$\frac{c_g - c_p}{c_0 - c_p} = \text{EXP}(J\delta/D) \quad \text{ou} \quad \frac{c_g}{c_0} = \text{EXP}\left(\frac{J\delta}{D}\right)$$

$$\Rightarrow J = D \ln \frac{c_g}{c_0}$$

L'épaisseur de la couche limite de polarisation peut elle aussi être évaluée par l'intermédiaire du coefficient de transfert de matière, à l'aide de corrélations du type $Sh = f(Re, Sc, \text{géométrie})$, mais, comme nous l'avons déjà dit de manière très approximative et ce d'autant plus que les propriétés physiques (masse volumique et viscosité de la solution et diffusivité du soluté) peuvent varier considérablement avec la concentration.

FIG 8

PHENOMENE DE POLARISATION AVEC FORMATION
D'UNE COUCHE DE GEL



De plus, en ultra-filtration, les solutions de macromolécules peuvent, à une certaine concentration, présenter un comportement de fluide non newtonien.

Yov et Hartnett ont proposé une corrélation qui peut être appliquée dans ce cas :

$$Sh = \frac{0,018}{n} Re^{0,9} Sc^{0,3} \quad (11)$$

n étant l'indice d'écoulement du fluide non newtonien dans la loi des puissances :

$$\mu = K \left(\frac{dv}{dx} \right)^{n-1}$$

μ : viscosité du fluide non newtonien

K : constante

Si $n < 1$: le fluide est dit pseudo-plastique

Si $n = 1$: le fluide est newtonien

Si $n > 1$: le fluide est dilatant.

II.2.4.- Influence de la pression sur les performances d'une membrane d'après le modèle capillaire :

Nous avons déjà vu que le taux de rejet R peut être exprimé à l'aide du modèle capillaire par la relation $R = 1 - \delta$, δ étant une caractéristique liée à la distribution des pores de la membrane.

Donc, à priori, le taux de rejet ne dépend que de la dimension des pores. Mais en réalité, il se forme une couche de polarisation qui peut aboutir à une couche de gel qui a une perméabilité souvent bien inférieure à celle de la membrane elle-même. En outre, la pression peut agir en provoquant un tassement du gâteau formé, ce qui a pour effet de réduire davantage la perméabilité au solvant.

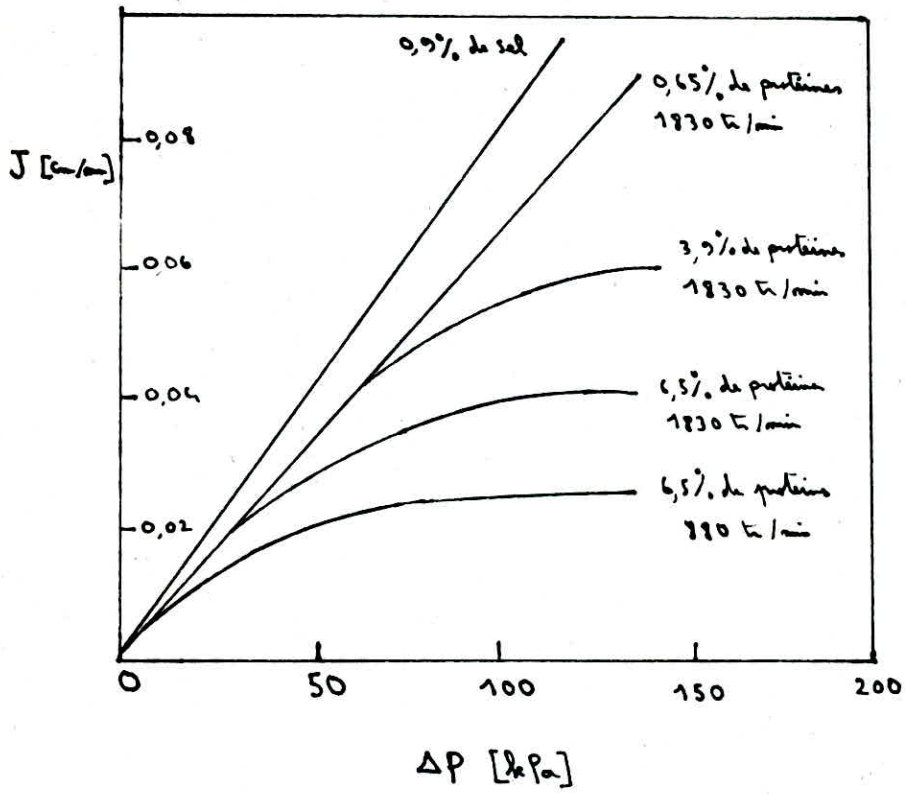
C'est pour ces raisons qu'en pratique le flux de solvant observé n'augmente pas proportionnellement à la pression appliquée comme le prédit le modèle capillaire puisque la résistance au passage du solvant dépend de la pression.

On admet généralement que le flux de solvant n'augmente plus avec la pression lorsque la couche de gel est formée comme le montre la Figure n° 7. * Cette figure montre aussi l'effet de la turbulence sur le flux de solvant : il augmente quand la vitesse d'agitation augmente. (7, 18, 19)

II.2.5.- Influence de la température :

Dans le cas des membranes de type capillaire, la température n'agit que sur les propriétés physiques, la viscosité diminue avec la température tandis que la diffusité augmente, ce qui permet de réduire la couche de polarisation, à condition de ne pas approcher la température de dégradation du matériau membraneux.

FIG 9



II.3. Régénération des membranes d'osmose inverse et d'ultrafiltration.

Les membranes d'osmose inverse et d'ultrafiltration sont, au cours de leur fonctionnement, soumises au phénomène de polarisation de concentration qui peut entraîner la formation de dépôts colmatants, lesquels réduisent de façon significative les performances de ces membranes.

Ainsi, il est nécessaire de procéder périodiquement à un nettoyage ou régénération des membranes par des moyens physiques ou chimiques. (20)

II.3.1.- Les procédés physiques :

Parmi les techniques reconnues particulièrement efficaces, citons :

- 1°) Le lavage à l'eau pure : Ce moyen de lavage consiste simplement à faire circuler à la surface de la membrane de l'eau pure, de résistivité supérieure à 1 M Ω .cm
- 2°) Le lavage par retour d'eau : La pression est relâchée du côté de l'alimentation tandis qu'une pression est appliquée sur la face du support, ce qui entraîne un retour de liquide à travers la membrane qui doit éliminer les dépôts sans altérer la structure poreuse de la membrane.
- 3°) Le lavage à l'air comprimé : Le passage d'air comprimé sur la surface de la membrane crée des turbulences qui ont un effet de nettoyage.

II.3.2.- Les procédés chimiques :

Les dépôts de diverses nature peuvent être éliminés par des réactifs chimiques appropriés, à condition que la structure de la membrane puisse résister.

Par exemple, les membranes de dessalement d'eau par osmose inverse, souvent colmatées par des dépôts métalliques, peuvent être nettoyées par des agents complexants comme l'EDTA, par des acides (solutions diluées d'acide chlorhydrique, acide citrique) ; mais il est important de contrôler rigoureusement le PH.

Dans les opérations d'ultrafiltration des protéines, les membranes peuvent être nettoyées par des agents oxydants comme l'hypochlorite de sodium ou le peroxyde d'hydrogène. Signalons que souvent les utilisateurs de membranes emploient des détergents préconisés par les fabricants.

Tous les produits chimiques doivent être utilisés précautionneusement afin de ne pas dégrader les membranes.

Les membranes minérales, plus résistantes chimiquement, peuvent être nettoyées par une gamme plus large de réactifs.

II.4. Autres procédés de séparation par membranes.

L'electrodialyse

L'electrodialyse est un autre procédé appliqué industriellement mais son principe diffère radicalement de l'osmose inverse et de l'ultrafiltration.

L'electrodialyse est basée sur la propriété des ions de migrer sous l'action d'un champ électrique.

La séparation des ions de la solution est effectuée à l'aide de membranes échangeuses d'ions cationiques et anioniques, les premières n'étant perméables qu'aux cations, tandis que les secondes ne sont perméables qu'aux anions.

Un électrodialyseur se présente sous forme d'un empilement placées entre une électrode positive et une négative.

Suite aux mouvements des anions et des cations, nous avons une alternance de compartiments contenant une solution appauvrie en sels et une solution enrichie en sels, comme le montre la figure N° 10

Le premier type de compartiment reçoit une solution de lavage.

Il existe encore d'autres procédés comme la dialyse, et la pervaporation.

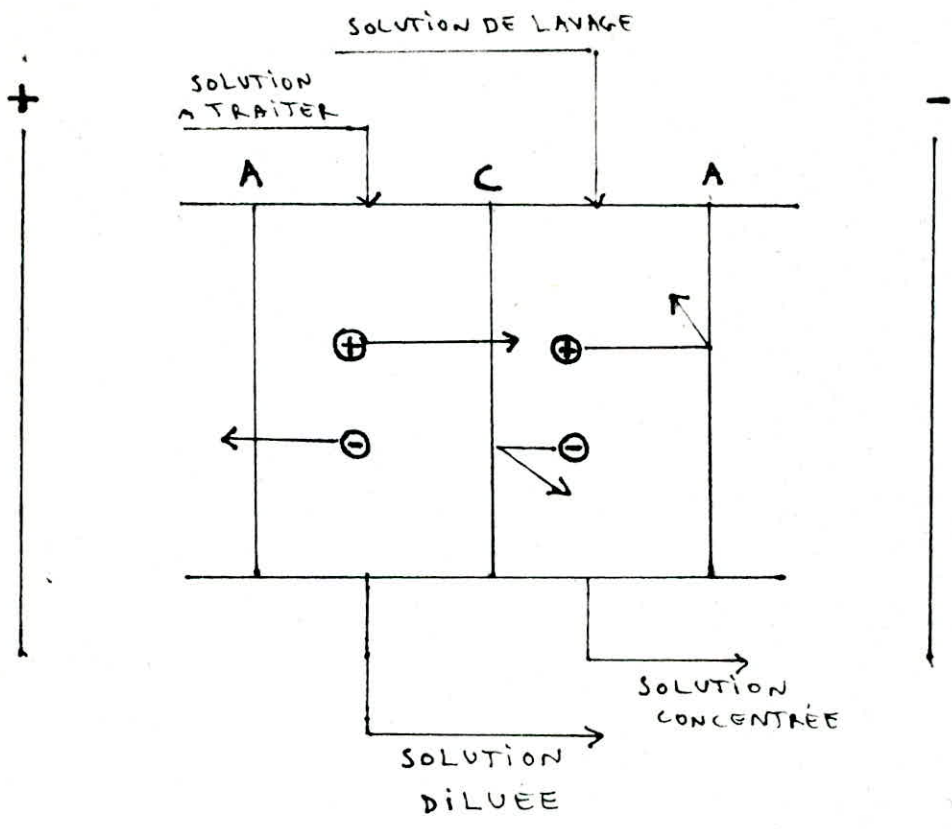


FIG 10 Schéma de principe de l'electrodialyse

CHAPITRE III

LES APPAREILS D'OSMOSE INVERSE ET D'ULTRAFILTRATION

La conception des appareils d'osmose inverse et d'ultrafiltration doit, comme pour tous les systèmes industriels, répondre à certaines exigences techniques et économiques concernant les formes et dimensions des appareils ainsi que les paramètres de fonctionnement.

III.1.- 1°) Les conditions d'écoulement :

L'écoulement de la solution d'alimentation peut se faire perpendiculairement à la membrane ou tangentielllement à celle-ci. Mais la direction tangentielle est le mode d'écoulement dominant dans les processus industriels car il permet de réduire l'encrassement de la membrane dû à la concentration de polarisation et, comme nous l'avons déjà vu, l'accroissement de la vitesse de circulation tangentielle du fluide d'alimentation permet de réduire la couche de polarisation.

Néanmoins, le mode d'écoulement perpendiculaire à la membrane peut être utilisé pour des opérations discontinues à l'échelle de laboratoire dans des cellules agitées et pour des solutions diluées.

III.1.1.- Le régime d'écoulement de la solution d'alimentation :

Le régime turbulent d'écoulement est généralement choisi car il permet de réduire la couche de polarisation en exerçant une action d'anti-nettoyage.

Mais une vitesse de circulation élevée implique un temps de contact avec la membrane plus court, ce qui nécessite l'utilisation d'une plus grande surface de membrane et éventuellement un recyclage.

D'autre part, si le régime turbulent d'écoulement favorise l'auto-nettoyage de la membrane, il implique des pertes de charge élevées, ce qui entraîne un coût énergétique élevé pour le pompage.

Payen, Quemeneur et Barriou utilisent une méthode d'optimisation expérimentale permettant d'obtenir la vitesse V de circulation de l'alimentation donnant le coût optimal. (21)

Considérons un canal membraneux plat de longueur L , de largeur l , au-dessus duquel s'écoule tangentiellement la solution d'alimentation avec un débit volumique Q_v , une vitesse v dans un espace de hauteur λ , comme représenté sur la Figure n° 11.

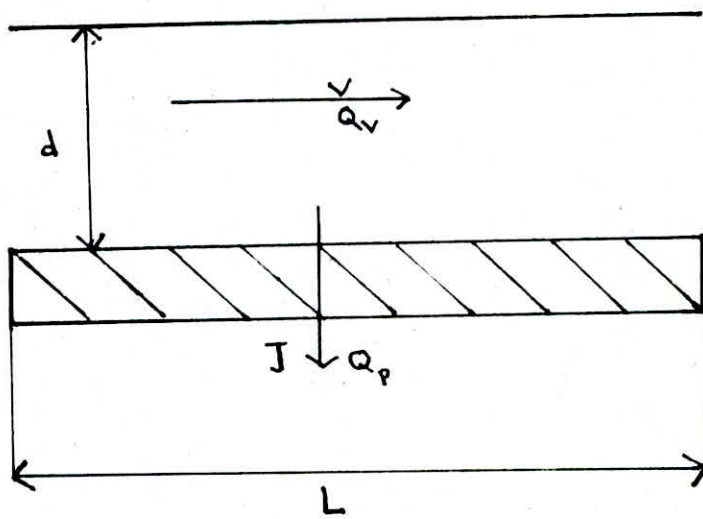
Le débit volumique de perméat est Q_p , le flux volumique de perméat J . Les auteurs considèrent que le coût opérationnel total par unité de temps K ne dépend que de la perte de charge dans le canal ΔP_c , de la perte de charge transmembranaire ΔP , des débits d'alimentation et de perméation et de la surface A de la membrane.

$$\text{Ainsi, } K = k_c A + k_p (Q_v \Delta P_c + Q_p \Delta P_p)$$

k_c représente le coût de l'investissement par unité de temps et par unité de surface,

k_p représente le coût unitaire de l'énergie de pompage.

FIG 11



Après transformation, l'expression devient :

$$\frac{K}{Q_p} = R_p \Delta P_p + \frac{R_c}{J} \left(1 + \frac{R_p}{R_c} \Delta P_c v \frac{d}{L} \right)$$

Ensuite, pour ΔP_p donné, les auteurs mesurent J et ΔP_c pour plusieurs vitesses V et tracent la courbe $\frac{K}{Q_p} = f(v)$ dont ils repèrent le minimum qui donne la vitesse de circulation optimale de l'alimentation.

III.1.2.- Les promoteurs de turbulence :

Afin de réduire davantage les effets de la couche de polarisation et augmenter le flux de perméation, on peut insérer dans le canal d'écoulement de la solution des promoteurs de turbulence. Ce sont des organes mécaniques qui créent des turbulences locales au voisinage de la membrane et réduisent ainsi la couche de polarisation et augmentent le transfert entre le fluide et la paroi.

Les promoteurs de turbulence peuvent être fixes comme des grilles en métal ou en plastique, ou mobiles comme des billes ou des lits fluidisés. Toutefois, les promoteurs de turbulence mobiles, et plus particulièrement les lits fluidisés, doivent être employés avec précaution car ils peuvent causer une usure prématurée de la membrane par abrasion.

Les lits fluidisés sont reconnus comme étant particulièrement efficaces, mais le débit d'alimentation doit être limité car la vitesse de la solution doit être comprise entre la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse d'entraînement du lit. (22)

Ainsi, leur application est limitée à l'ultrafiltration à petite échelle de produits de haute valeur.

III.1.3.- Autres procédés de réduction de la couche de polarisation :

Bien que l'emploi de promoteurs de turbulence demeure le moyen le plus répandu pour réduire la couche de polarisation, d'autres procédés ont été mis au point, généralement à plus petite échelle car nécessitant une consommation supplémentaire d'énergie.

Nous citerons le procédé de l'écoulement pulsé et le procédé du cylindre rotatif.

1°) Écoulement pulsé de l'alimentation :

Kennedy et collaborateurs ont étudié un procédé d'ultrafiltration à écoulement pulsé. Un tel appareil est schématisé Figure n° 12. Les pulsations de pression au sein de l'alimentation sont créés par deux générateurs de pulsation (pistons) placés aux extrémités du tube. L'action des deux générateurs est synchronisée.

Les auteurs ont noté une augmentation significative du débit de perméat en utilisant ce système. (23)

2°) Appareils rotatifs :

Ces appareils mettent à profit le fait que la différence de concentration entre la couche de polarisation et le reste de la solution se traduit aussi par une différence de densité. (23)

Ainsi, la force centrifuge contribue à réduire la couche de polarisation. Ces appareils sont généralement constitués de deux cylindres concentriques, le cylindre intérieur sur la paroi duquel se trouve la membrane est animé d'un mouvement de rotation autour de son axe, comme l'indique la Figure n° 13 .

La paroi du cylindre interne est un support poreux de la membrane et le perméat circule à l'intérieur.

FIG 12 APPAREIL A PULSATIONS

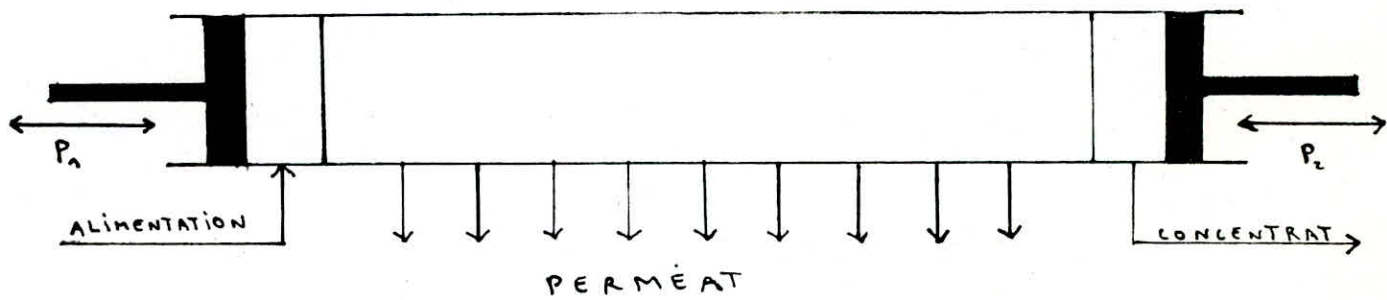
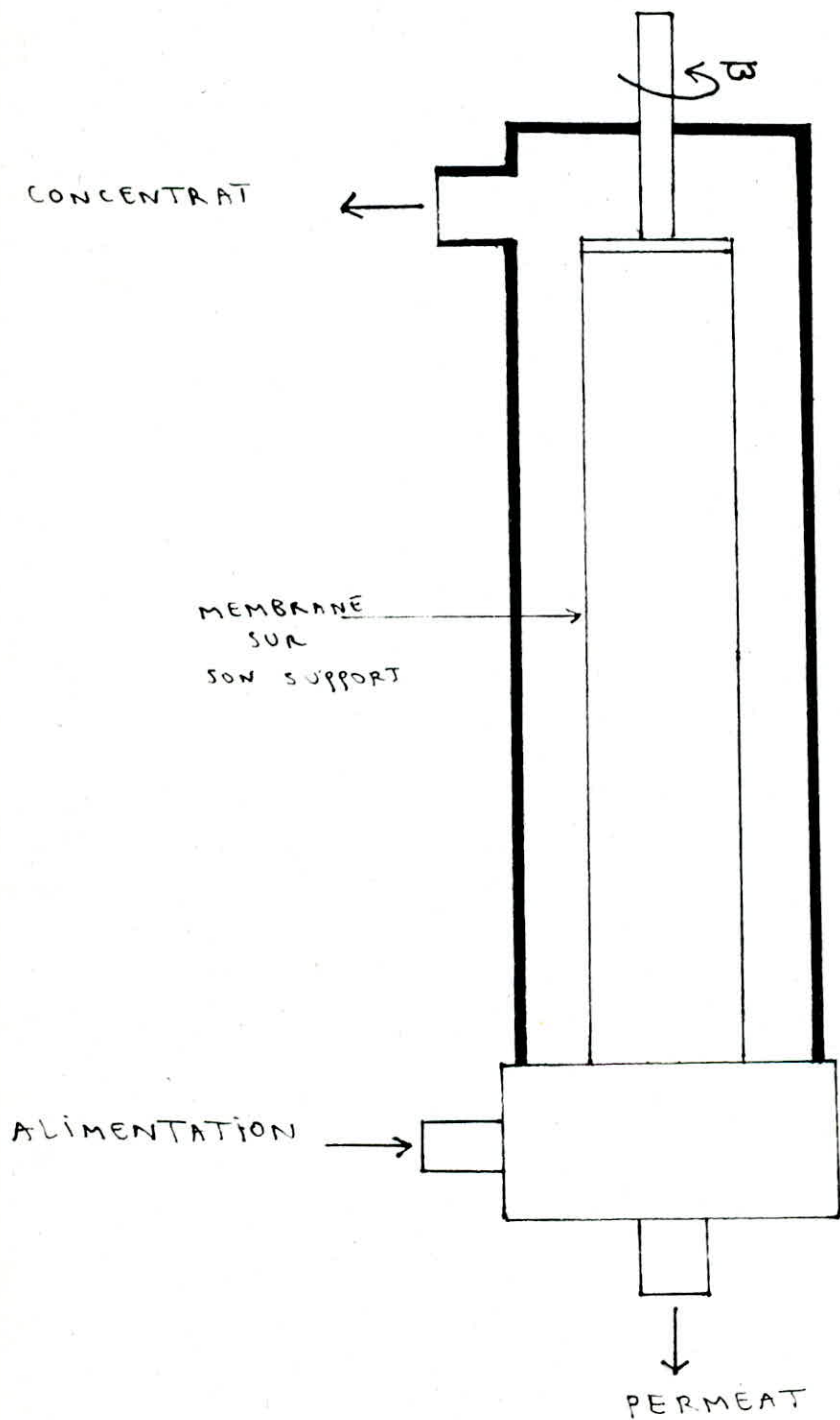


FIG 13 APPAREIL ROTATIF



III.2.- La configuration des appareils :

La configuration des appareils doit suivre les exigences suivantes :

- une bonne résistance à la pression et une bonne étanchéité, particulièrement pour les appareils d'osmose inverse ;
- une conception facilitant le nettoyage ;
- une bonne compacité, c'est à dire une grande surface utile de membrane par rapport au volume total de l'appareil.
- Perte de charge minimale

Les différents types d'appareils existant répondent de façon diverse à ces exigences techniques et économiques.

III.2.1. 1°) Les appareils de type plan :

Un exemple d'appareil de séparation plan est représenté en coupe sur la Figure n° 14 . (24)

Il est constitué :

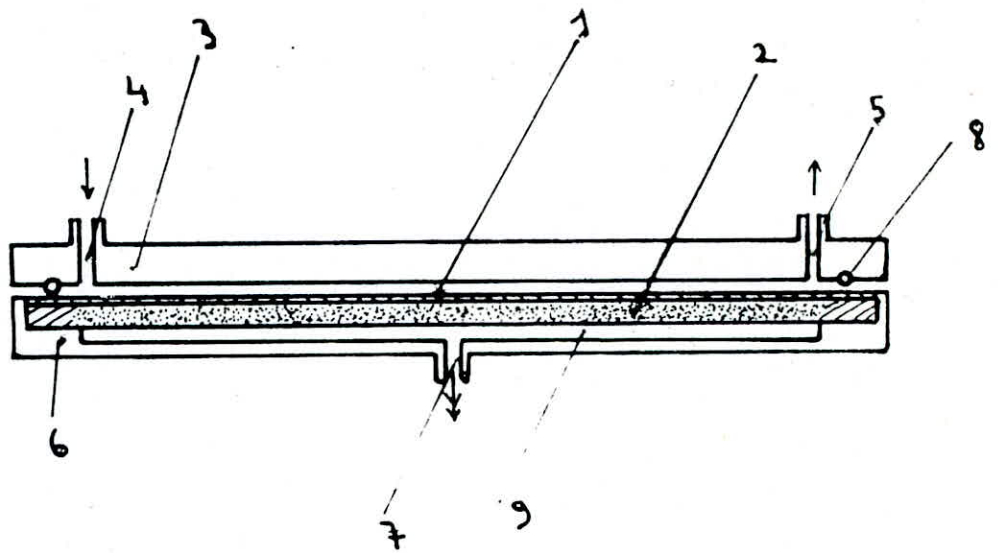
- d'une membrane semi-perméable reposant sur un support,
- des moyens de circulation du fluide à traiter sous pression, au contact de la membrane,
- des moyens de récupération du perméat,
- des moyens d'étanchéité séparant le fluide d'alimentation du perméat.

Ce sont là les éléments essentiels constituant tout appareil de séparation par membranes.

La membrane (1) repose sur un support poreux (2). Les moyens de circulation du fluide comportent un flasque (3) muni d'une canalisation d'introduction (4) et d'évacuation (5) du fluide à traiter.

Un deuxième flasque (6) supporte l'élément poreux (2) et comporte

FIG 14 APPAREIL PLAN



une canalisation (7) de récupération du perméat. Un évidement (9) a été prévu.

Les moyens d'étanchéité sont constitués par un joint torique (8) et par des moyens de serrage des deux flasques, non représentés. Ces moyens de serrage doivent être répartis sur le pourtour généralement circulaire des deux flasques.

Le problème qui se pose est qu'un serrage excessif peut endommager la membrane par étirement, et ce particulièrement si le support poreux est tendre, comme par exemple du papier filtre. Mais les supports poreux peuvent aussi être rigides, en métaux frittés comme le bronze ou l'acier inoxydable.

Mais il est difficile, dans ce cas, d'avoir un support donnant une faible perte de charge, car sa porosité est plus élevée, sa résistance mécanique à la pression diminue.

Il existe aussi des appareils plans de type filtre presse comme celui représenté Figure n° 15 .

L'élément de base de l'appareil est une plaque porte-membrane en plastique (Figure n° 15).

Chaque plaque est équipée sur ces deux faces d'un grillage et d'une plaque poreuse soutenant la membrane.

Sur les deux faces de la plaque, la membrane est maintenue en place par des joints chevrons (Figure n° 15).

La solution d'alimentation est distribuée entre les plaques.

On peut empiler plusieurs de ces sous-ensembles, les plaques étant serrées les unes contre les autres par un mécanisme hydraulique qui exerce une forte pression. (2)

Ces appareils, analogues aux filtres presses, offrent une assez bonne compacité et peuvent être facilement démontés pour les opérations de nettoyage. (25)

FIG-15 APPAREIL EN FILTRE PRESSE

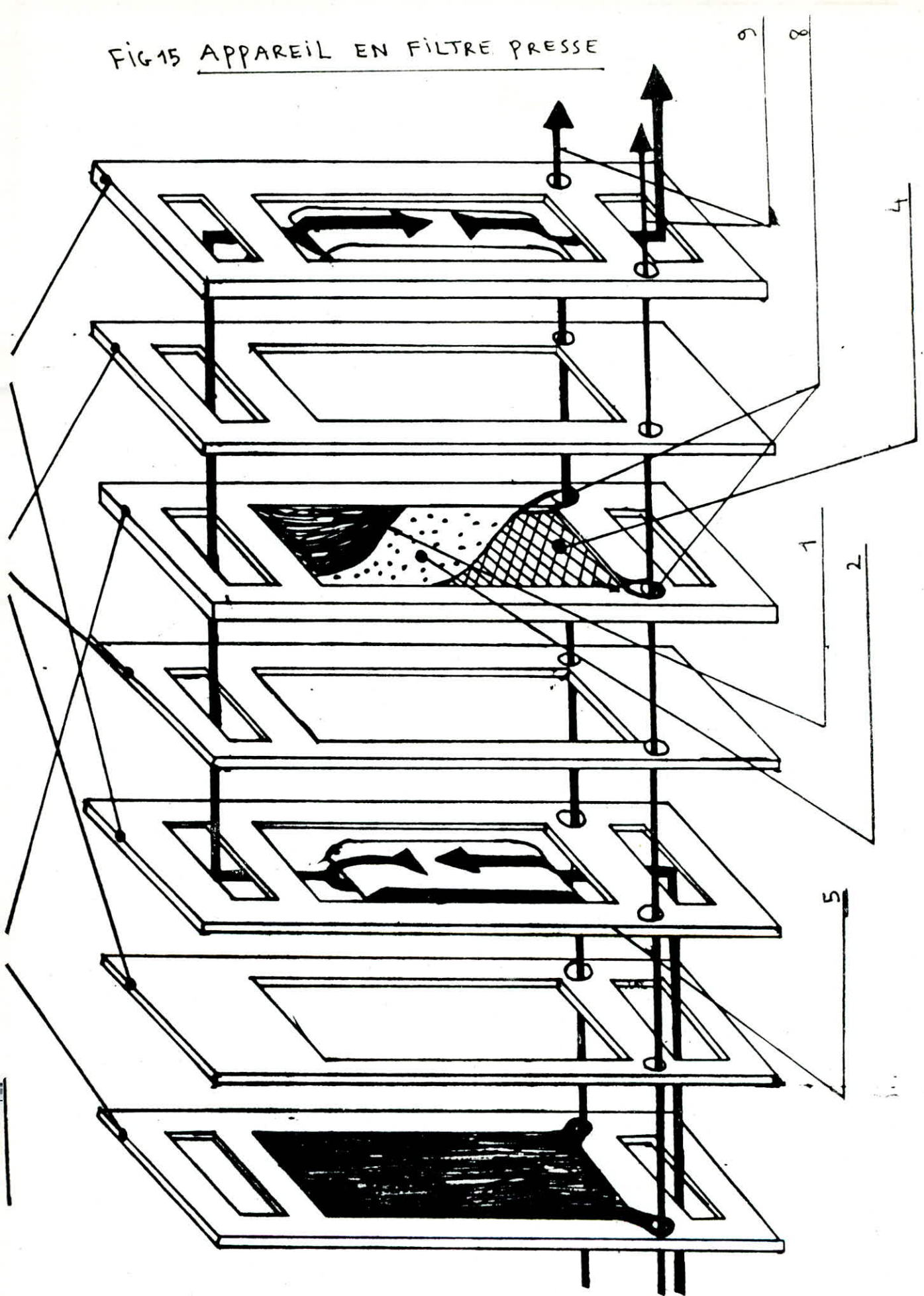


FIGURE N° = 15 .

APPAREIL PLAN DE TYPE FILTRE PRESSE.

- 1- Membrane
- 2- Plaque poreuse de soutien
- 3- Plaque support de membrane
- 4- Grillage
- 5- Corps mort
- 6- Joint
- 7- Plaque de répartition
- 8- Trous d'évacuation de perméat
- 9- Collecte de perméat

III.2.2.- Les appareils de type tubulaire :

Les appareils à tubes sont constitués d'une membrane cylindrique placée à l'intérieur ou à l'extérieur d'une tube support. Dans le cas où la membrane est placée à l'intérieur du tube support, la solution d'alimentation circule à l'intérieur du tube et le perméat traverse d'abord la membrane puis le support poreux.

Dans le cas où la membrane est placée à l'extérieur, la situation est inversée : la solution d'alimentation circule à l'extérieur du tube, dans un conduit enveloppant le tube. Le perméat circule à l'intérieur du tube support et est recueilli à l'une des extrémités.

Un appareil tubulaire à membrane interne est représenté sur la Figure n° 16 .

Cet appareil est équipé d'une membrane placée sur un support poreux souple, lui-même enveloppé d'une gaine en film de serre poreux.

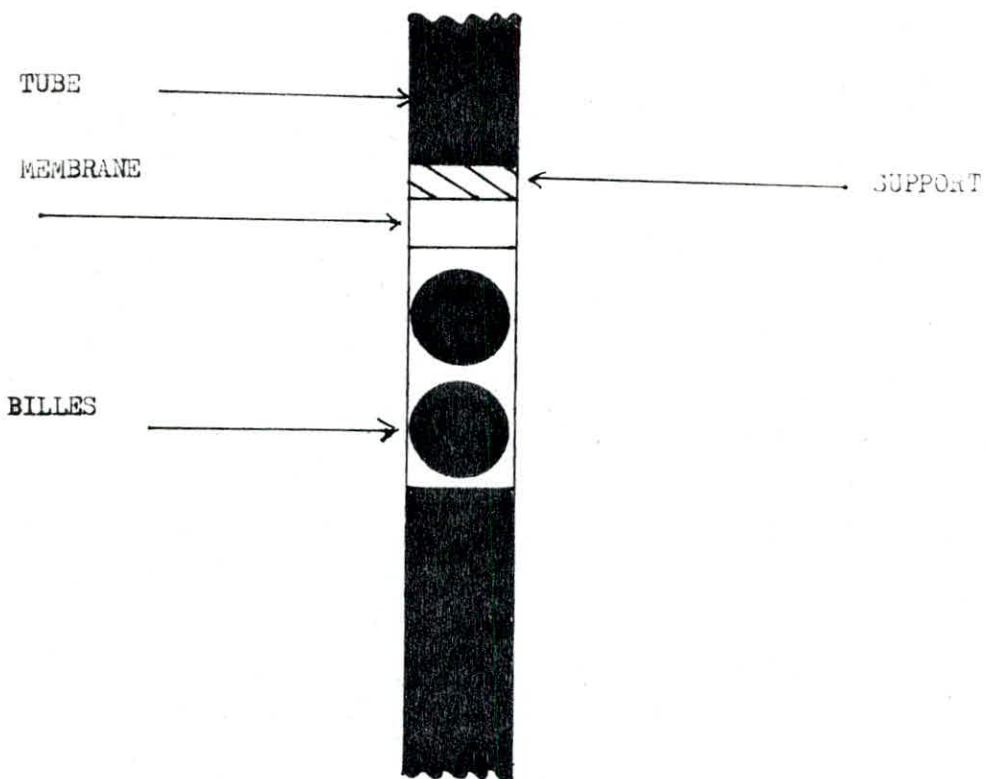
L'intérieur, où circule la solution d'alimentation, est garni de billes dont le diamètre est légèrement inférieur au diamètre intérieur de la membrane.

Ces billes agissent en tant que promoteur de turbulence en créant un écoulement tourbillonnaire de nature à réduire la couche de polarisation.

Généralement, les appareils tubulaires présentent l'avantage d'être utilisable pour de grands débits, et d'autre part, le risque de colmatage est faible et le nettoyage aisé.

Leur principal inconvénient est leur faible compacité : le débit de perméat par unité de volume est faible.

FIG 16 APPAREIL TUBULAIRE



III.2.3.- Les appareils en spirale :

La réalisation des appareils en spirale constitue un grand progrès du point de vue de la compacité.

Un tel appareil est représenté par la Figure n° 17 . (8)

Les membranes sont enroulées par paires autour d'un tube central perforé destiné à collecter le perméat.

La solution d'alimentation circule parallèlement au tube collecteur dans les espaces laissés entre deux faces actives de membranes par des espaceurs qui sont, en général, des grilles de plastique, et qui jouent aussi un rôle de promoteurs de turbulence.

Dans le cas des appareils d'osmose inverse, l'épaisseur du grillage est généralement comprise entre 0,5 et 0,9 mm tandis que pour les appareils d'ultrafiltration, cette épaisseur peut aller de 0,8 à 1,6 mm. (10)

Entre deux faces internes de membranes, collées sur leurs bords, se trouve une feuille d'un élément poreux collectant le perméat qui est finalement recueilli par le tube central perforé.

L'ensemble est placé dans une enveloppe tubulaire sous pression, et un joint d'étanchéité est serré entre l'enveloppe sous pression et l'extrémité de l'appareil.

Les appareils à spirale, s'ils présentent une compacité très avantageuse, ont l'inconvénient de se colmater facilement et leur nettoyage n'est pas aisé. On ne peut donc pas envisager leur emploi pour des solutions trop chargées.

FIG 17 APPAREIL EN SPIRALE

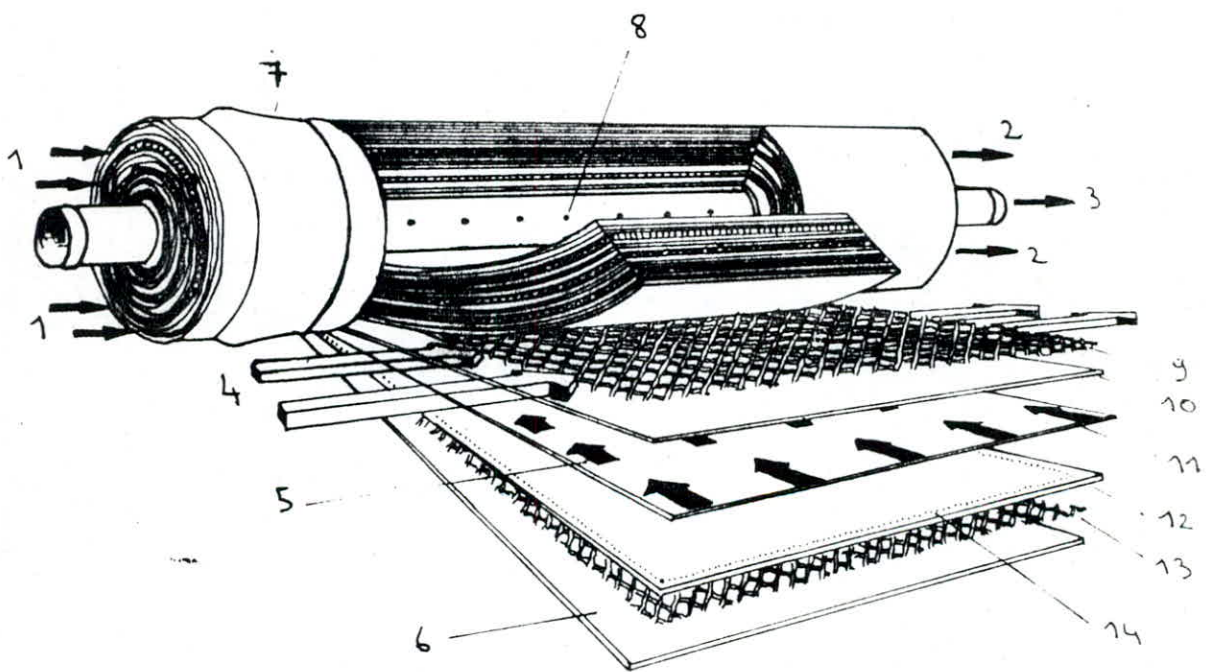


FIGURE N° = 17 .

APPAREIL EN SPIRALE.

- 1- Eau brute
- 2- Rejet
- 3- Sortie du perméat
- 4- Sens d'écoulement de l'eau brute
- 5- Sens d'écoulement du perméat
- 6- Matériau de protection
- 7- Joint d'étanchéité
- 8- Perforations collectant le perméat
- 9- Espaceur
- 10- Membrane
- 11- Collecteur de perméat
- 12- Membrane
- 13- Espaceur
- 14- Ligne de soudure des deux membranes

III.2.3.- Les appareils à fibres creuses :

Dans le cas des appareils à fibres creuses, la membrane ne se présente pas sous la forme d'une paroi continue comme le cas des appareils précédents, mais comme une multitude (plusieurs centaines de milliers) de fibres creuses.

Une fibre creuse se présente sous l'aspect d'un tube creux, en matériau membraneux, dont le diamètre extérieur est généralement inférieur à 100 microns, pour l'osmose inverse, mais peut atteindre 0,5 à 1,5 mm dans le cas de l'ultrafiltration.

Un faisceau de fibres est placé suivant une configuration en U comme l'indique la Figure n° 18 où le fluide d'alimentation circule à l'extérieur des fibres, ou suivant une configuration droite où le fluide d'alimentation circule à l'intérieur des fibres, comme indiqué sur la Figure n° 18. (26)

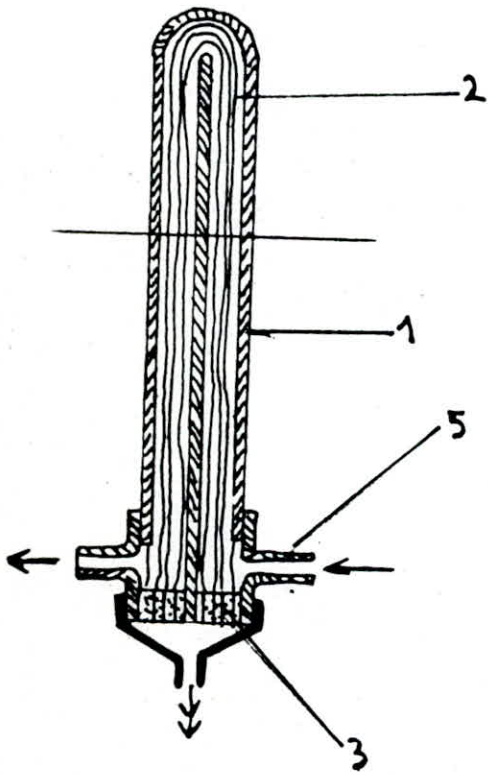
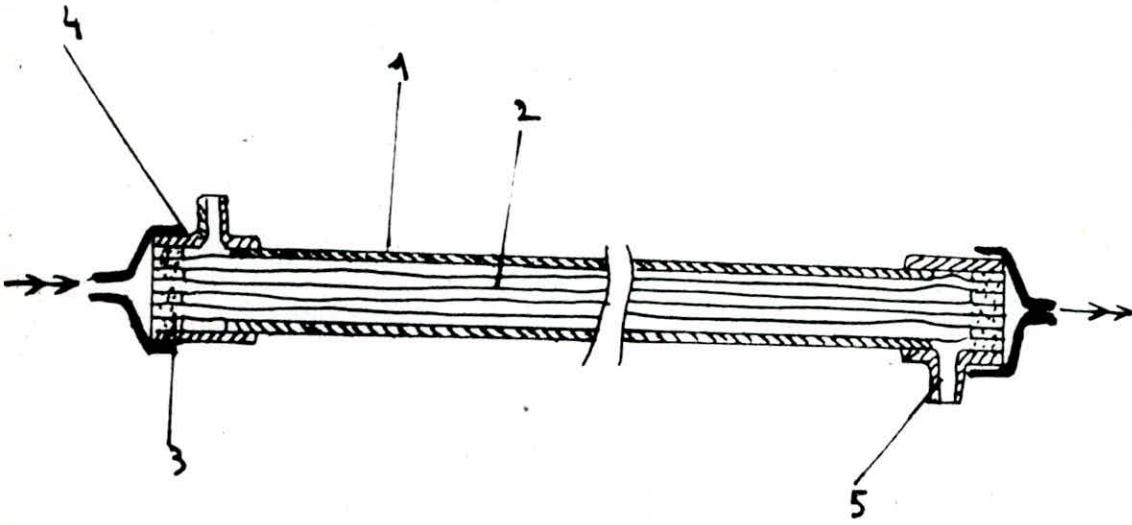
Une enveloppe (1) entoure et serre le faisceau de fibres (2). A chacune de leur extrémité, les fibres sont solidaires de manière étanche de parois d'extrémités (3).

Celles-ci sont elles-mêmes solidaires de manière étanche d'un raccord (4), lui-même solidaire de manière étanche de l'enveloppe (1). Ainsi, les parois d'extrémité (3) assurent la séparation du fluide d'alimentation et du perméat.

Chaque raccord (4) comprend au moins une tubulure (5).

La configuration en fibres creuses offre la meilleure compacité, mais le colmatage de ces appareils est rapide et l'alimentation doit subir un traitement préalable sévère (élimination des matières en suspension dont la dimension est de l'ordre du micron).

FIG 18 APPAREILS EN FIBRES CREUSES



III.3.- Applications des procédés d'osmose inverse et d'ultrafiltration :

Les procédés d'osmose inverse et d'ultrafiltration sont des opérations unitaires qui connaissent actuellement un grand nombre d'applications dans des industries aussi diverses que l'agro-alimentaire et les fabrications mécaniques.

Parmi les applications les plus importantes, citons :

III.3.1.- Industries agro-alimentaires :

1°) Le traitement du lactosérum, déchet de laiterie :

Lors de la fabrication des fromages, la caséine (protéine du lait) coagule sous l'action de la présure (complexe d'enzymes) ou d'un abaissement du PH.

Le réseau de micelles de caséine retient les globules gras mais laisse échapper avec l'eau d'exudation les matières solubles dans l'eau :

- les protéines du lait non coagulées (8 g/l en moyenne),
- la lactose (47 g/l en moyenne),
- les sels minéraux (7 g/l en moyenne). (2,7)

Le lactosérum peut être concentré par ultrafiltration avec des membranes de "out off" de l'ordre de 20.000.

Les protéines sont retenues tandis que la lactose et les sels minéraux passent à travers la membrane.

Le concentrat de protéines peut être transformé en poudre de protéines par séchage et être utilisé en alimentation animale.

Le perméat peut subir une opération d'osmose inverse qui permet de récupérer un produit riche en lactose qui est retenu par la membrane d'osmose inverse.

Le traitement du lactosérum permet en outre d'éviter la pollution que causerait le rejet d'un liquide aussi riche en matières organiques.

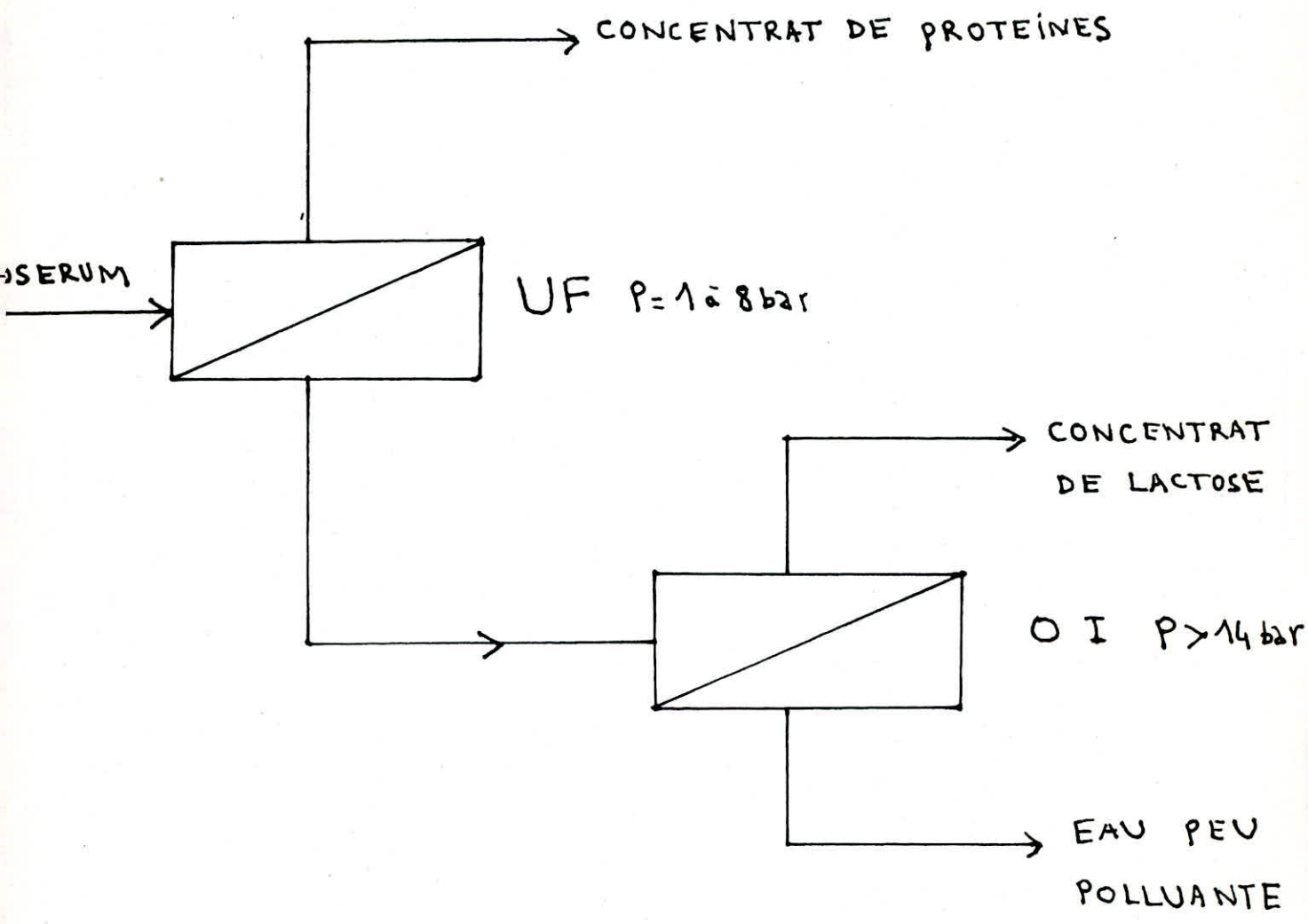
2°) Le traitement des jus de fruits :

Les jus de fruits peuvent être concentrés par osmose inverse, mais ces procédés sont généralement limités par la pression osmotique élevée des sucres.

Une application industrielle importante de la concentration des jus est la concentration du jus de pomme de terre en vue de la fabrication de la fécule de pomme de terre.

Les jus de fruits peuvent aussi être clarifiés par ultrafiltration.

FIG 19 TRAITEMENT DU LACTOSERUM



III.3.2.- Traitements d'effluents des industries mécaniques :

1°) Traitement de peintures par électrophorèse :

Le procédé de peinture par électrophorèse est très utilisé dans l'industrie automobile. (1)

Les bains de peinture sont régénérés de la façon suivante : une certaine quantité de peinture est prélevée du bain et est dirigée vers l'ultrafiltre : le perméat est utilisé comme eau de rinçage des pièces tandis que l'effluent d'eau de rinçage retourne dans le bain de peinture. (7)

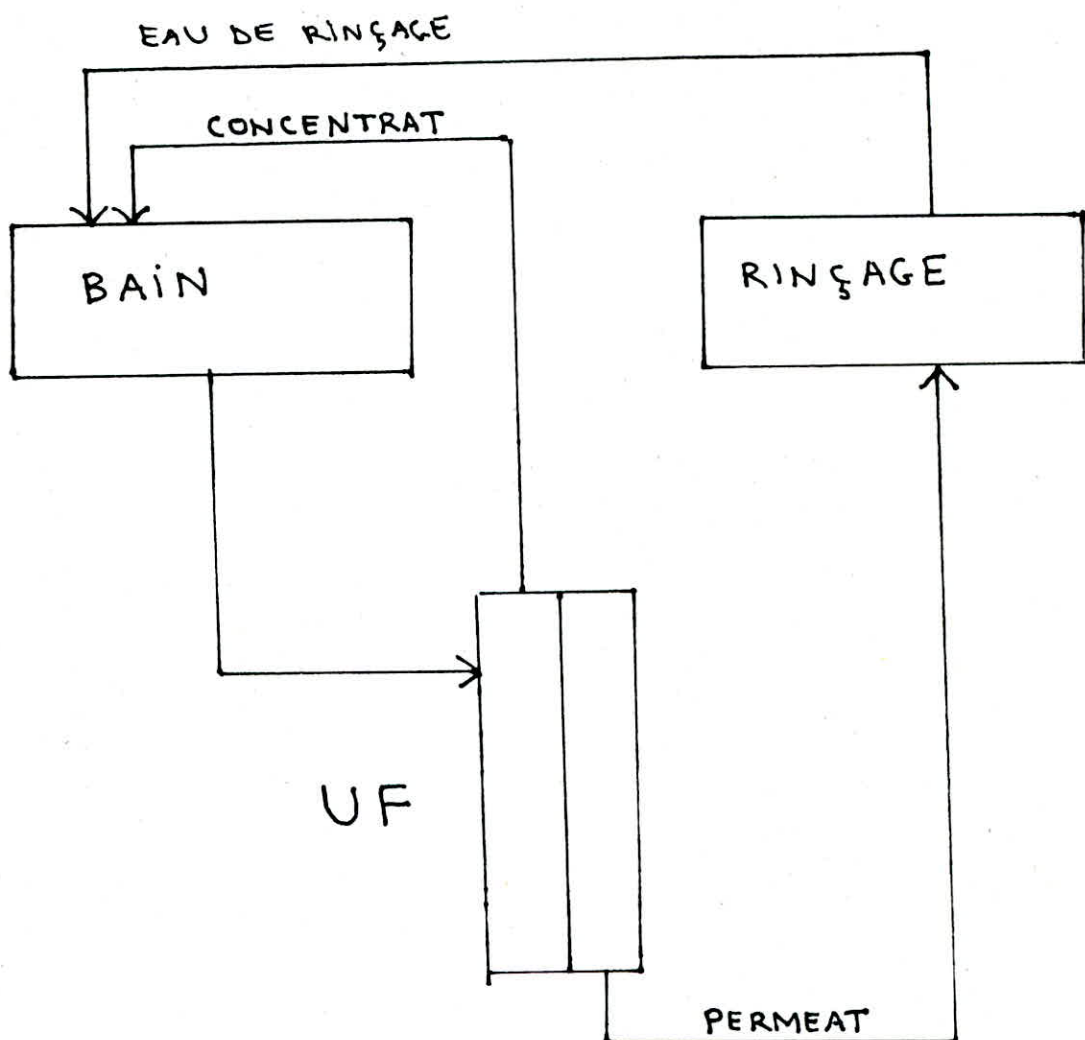
Ce procédé permet de maintenir la qualité du bain de peinture et évite aussi le rejet d'eau de rinçage chargé de peinture ; cela permet une économie de peinture et une réduction de la pollution.

2°) Traitement des émulsions d'huile de coupe :

Les industries de fabrications mécaniques rejettent des effluents chargés d'huile de coupe.

Le cassage de ces émulsions peut être réalisé par ultrafiltration, l'eau traversant la membrane tandis que l'huile est retenue, et peut être recyclée. (7, 8)

FIG 20 REGENERATION DES BAINS DE PEINTURE



C H A P I T R E I V

LE DESSALEMENT DES EAUX PAR OSMOSE INVERSE

Le dessalement des eaux est aujourd'hui une nécessité pour l'alimentation en eau potable de nombreuses régions arides, mais aussi pour la production d'eau pure à usage industriel (chaudières, électronique, etc...).

L'osmose inverse occupe une place prépondérante parmi les diverses techniques de dessalement comme l'électrodialyse (eaux saumâtres) ou la distillation (eau de mer), et peut être utilisée pour les eaux marines et pour les eaux saumâtres avec un taux de rejet des sels allant de 90 à 99 %.

L'osmose inverse peut être utilisée pour produire de l'eau potable et aussi de l'eau industrielle de haute pureté.

Par exemple, une eau ultra-pure peut être obtenue si l'osmose inverse d'une eau peu salée est complétée par une déminéralisation sur résines échangeuses d'ions anioniques et catroniques suivie d'une microfiltration.

Le dessalement des eaux de mer par osmose inverse doit être effectué sous des pressions plus élevées (parfois 60 à 80 bares) et avec des membranes plus résistantes que dans le cas des eaux saumâtres, moins salées (voir figure n°21) (27)

Le schéma typique d'une installation de dessalement par osmose inverse est représenté sur la figure n°22. (28)

Elle est constituée par :

- 1°) une prise d'eau, ①
- 2°) un poste de prétraitement. ②

Ce dernier est constitué par des filtres multi-média destinés à éliminer les matières en suspension après coagulation des colloïdes, un poste d'injection de produits chimiques et de contrôle du PH, et des filtres de sécurité à

FIG 21 SALINITE DES EAUX

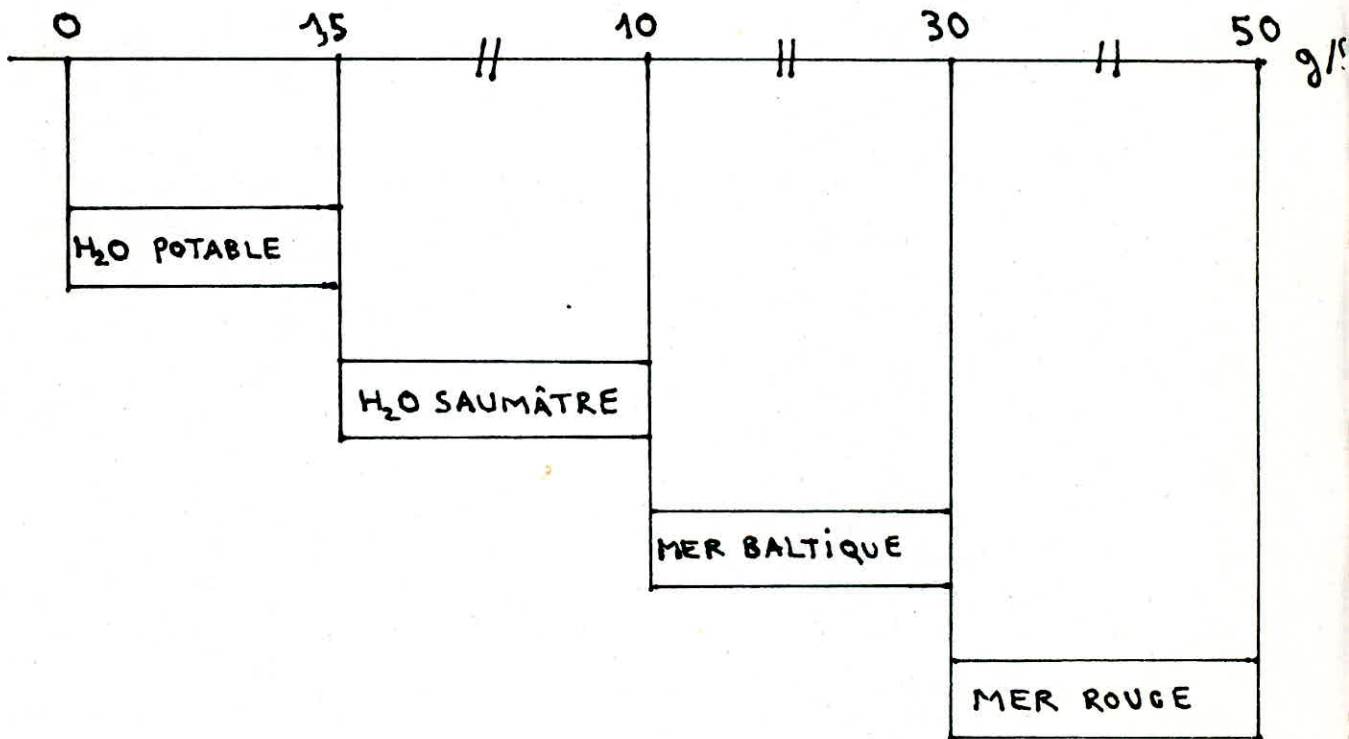
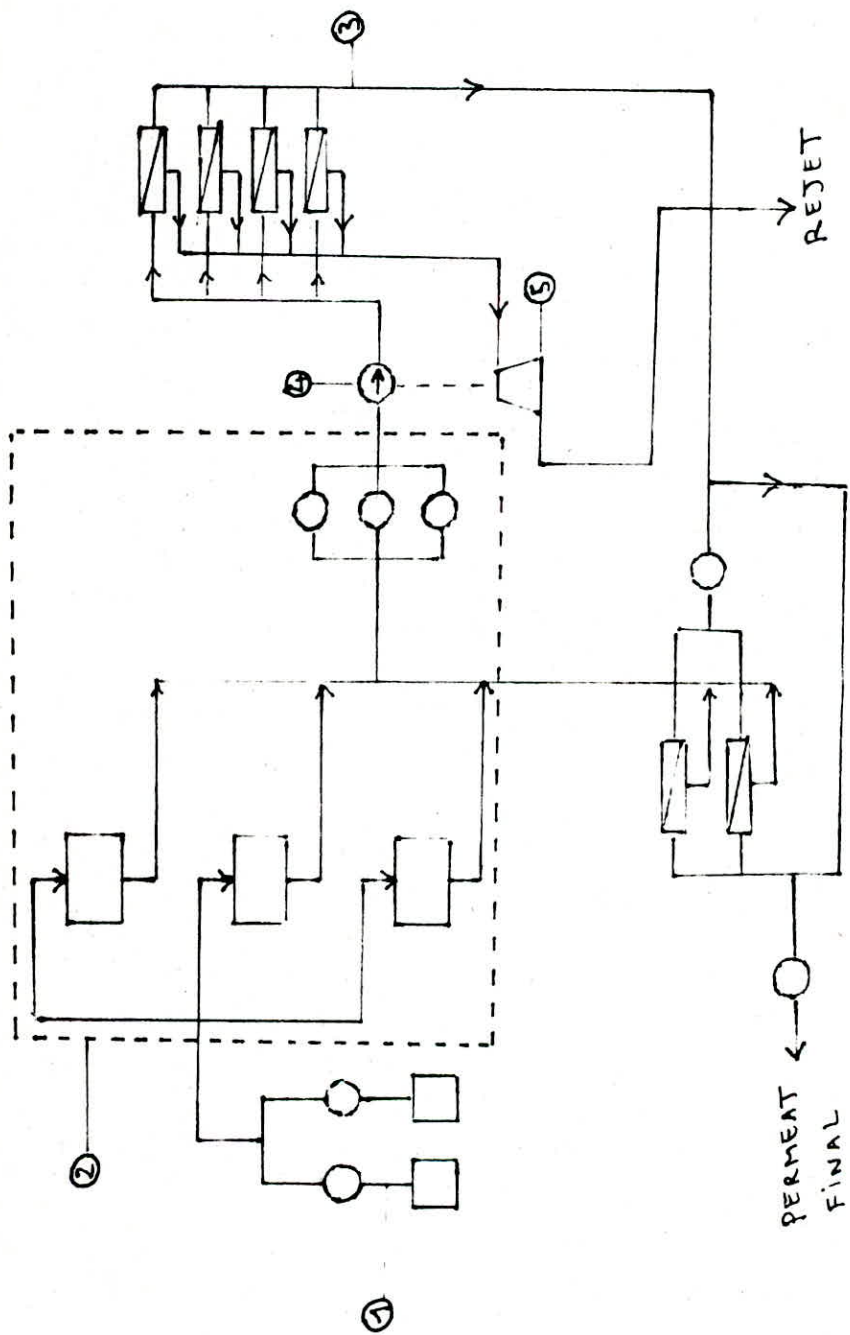


FIG 22 UNITE DE DESSALEMENT PAR OSMOSE INVERSE



cartouches. Suivant la qualité de l'eau marine ou saumâtre à traiter, le prétraitement peut être plus important.

3°) L'installation d'osmose inverse. ③

Elle est constituée de plusieurs modules d'osmose inverse placés en parallèle, d'autres étages de séparation peuvent éventuellement être prévus. Le montage représenté est dit en "série production" (voir IV.2.3.). L'alimentation des modules d'osmose inverse est assurée par des pompes à haute pression ④ et un système de récupération de l'énergie résiduelle de la saumure, à l'aide d'une turbine qui peut contribuer à l'alimentation des pompes à haute pression. ⑤

LES DIFFERENTES ETAPES DU DESSALEMENT PAR OSMOSE INVERSE.

IV.1. Le prétraitement.

Le but du prétraitement est d'éliminer de l'eau d'alimentation toutes les matières susceptibles de détruire la membrane ou d'en altérer le fonctionnement.

Le prétraitement dépend donc de la qualité de l'eau d'alimentation, mais aussi du type de membrane utilisé car, comme nous l'avons déjà dit, les membranes de type fibres creuses se colmatent plus facilement.

On peut aussi, comme nous le verrons plus loin, lier le prétraitement au taux de conversion désiré.

Il existe une grande variété de solutés et de matières en suspension pouvant encrasser la membrane et réduire considérablement son efficacité et sa durée de vie. (29)

On cite, généralement :

- 1- les matières en suspension,
- 2- les colloïdes,
- 3- les entartrants,
- 4- les micro-organismes.

1°) Les matières en suspension :

Les eaux marines et saumâtres contiennent toujours une certaine quantité de matières en suspension (sable, argile, limon, etc..) que l'on peut séparer par tamisage, décantation et filtration.

IV.1.2.- Les matières colloïdales :

a) Définition :

Les colloïdes, présents dans les eaux naturelles, sont des particules électriquement chargées et dispersées par l'effet de la répulsion électrostatique.

Elles sont généralement composées de silice, d'oxyde de fer et d'aluminium et aussi de matières organiques comme les acides humiques et fulviques, dans diverses proportions. (30)

Les matières colloïdales peuvent facilement colmater les membranes.

b) Coagulation et floculation des colloïdes :

Les particules colloïdales ont des dimensions souvent inférieures à 1 micron, et elles ne sont pas séparables par décantation ni retenues par les filtres multi-média. (29)

Pour les éliminer de l'eau, il est nécessaire de les faire coaguler, c'est à dire neutraliser leurs charges électriques à l'aide d'un ion de signe contraire de celui des colloïdes.

Les particules déchargées ont tendance à s'agglomérer sous l'effet du mouvement brownien et des forces de Van der Waals et forment ainsi des particules plus grosses, donc plus aisément séparables.

D'après la règle de Schulze-Hardy, la quantité nécessaire d'agent coagulant est d'autant plus faible que la valence de l'ion coagulant est élevée, d'où l'intérêt d'utiliser des cations trivalents, les colloïdes des eaux naturelles étant chargés négativement. (8)

Les agents coagulants les plus utilisés sont le chlorure ferrique $FeCl_3$ et le sulfate d'alumine $Al_2(SO_4)_3$. (7,31)

Pour augmenter la taille et la cohésion des flocons formés, on ajoute souvent un adjuvant de floculation.

Dans les installations de prétraitement des unités d'osmose inverse, les floculants les plus utilisés sont des polyélectrolytes qui sont des polymères porteurs de groupements ionisés. Leur charge électrique agit en neutralisant les charges des colloïdes tandis que leur chaîne polymérique constitue un liant entre les particules en suspension.

Le choix des réactifs coagulants et floculant, ainsi que les quantités à employer, sont déterminés par des essais expérimentaux de floculation. (8)

c) Conditions de réalisation de la coagulation-floculation :

La coagulation s'effectue en un temps très court et nécessite donc un mélangeage efficace des réactifs. (31)

Cela peut être réalisé par la turbulence créée par le passage au-dessus d'un déversoir, par la rencontre de chicanes, ou par l'utilisation d'un agitateur rapide. (8)

Quant à la floculation, son bon déroulement dépend de la réussite de la coagulation, mais aussi du contact entre les particules et les flocons déjà formés afin de favoriser leur grossissement.

Cela est obtenu par un brassage modéré, suffisamment rapide pour mettre particules et flocons en contact, mais pas au point de détruire les flocons formés. (8)

d) Clarification :

La coagulation et la floculation sont nécessairement suivies d'une étape de clarification qui consiste à séparer les flocons formés de l'eau.

1°) Décantation :

La coagulation, la floculation et la décantation peuvent être réalisées dans un seul appareil : le décantateur à recirculation de boues, représenté figure n° 23

Il comprend au centre une zone de réaction où peuvent être effectuées la coagulation et la floculation, ainsi que d'autres réactions.

L'agitation de cette zone de réaction est assurée par une hélice conçue de telle façon qu'elle ne détruit pas les flocons formés qui peuvent ainsi décanter.

Un système de raclage fixé à une charpente tournant autour de l'axe du bassin ramène les boues décantées au centre où elles sont soit reprises par le système de recirculation (elles sont mélangées à l'eau brute afin de faciliter la floculation), soit dirigées vers la fosse à boues. (8,31)

2°) Filtration sur média poreux

La filtration sur média poreuse est une étape qui peut servir de traitement de finition après les opérations de coagulation et floculation.

L'eau à traiter s'écoule, par gravité, parfois sous pression, à travers un lit de matériau granuleux, comme le sable, qui élimine les particules en suspension de l'eau.

La rétention des particules par le lit poreux peut être expliquée par plusieurs mécanismes. Parmi les plus communément admis, citons :

1°- Le modèle de tamisage : on considère que la rétention est due à l'interception des particules plus grosses que les interstices entre les grains.

FIG 23 DECANTEUR A RECIRCULATION DE BOUES

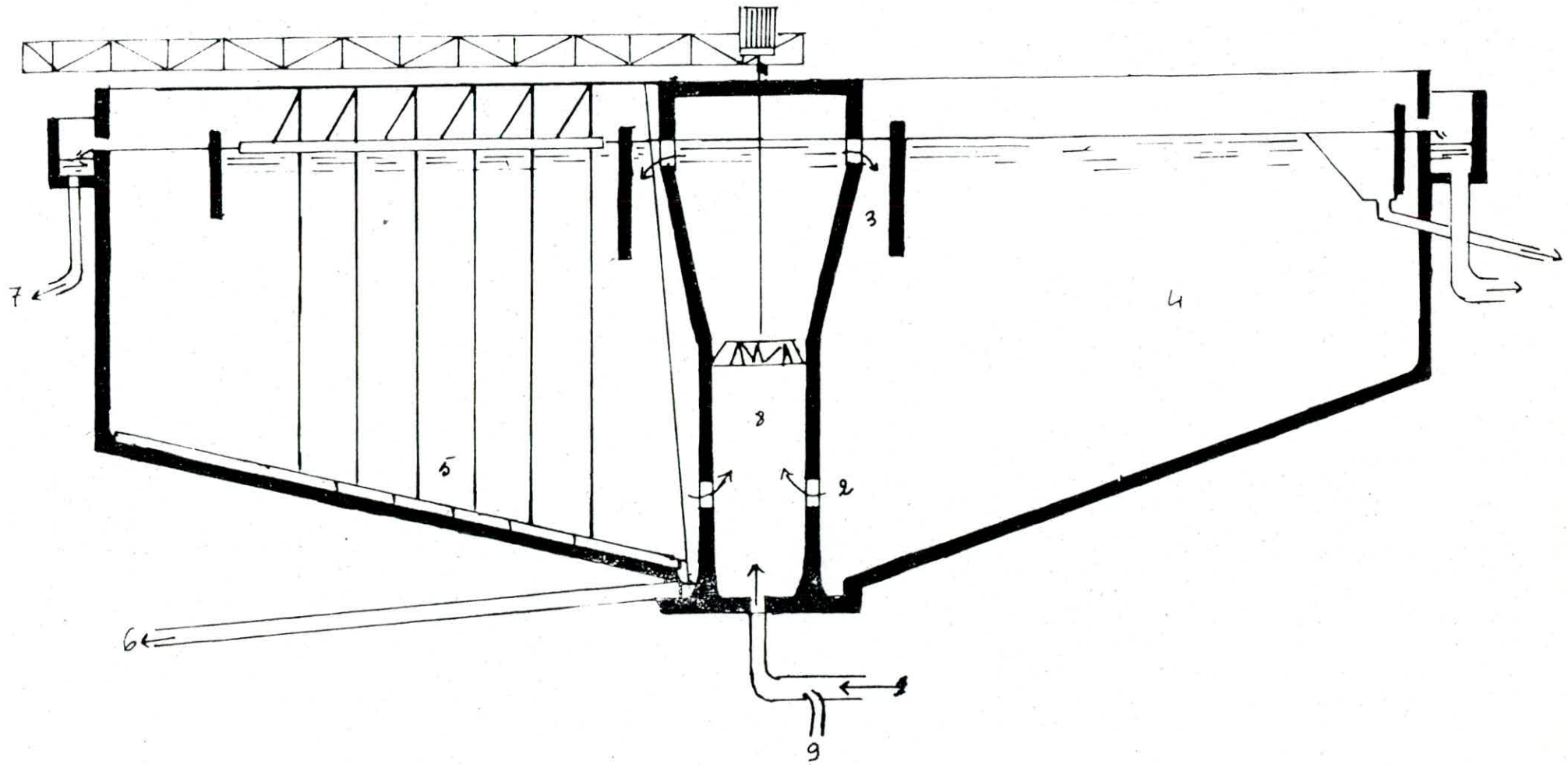


FIGURE N° = 23.

DECANTEUR A RECIRCULATION DE BOUES.

- 1- Arrivée d'eau brute
- 2- Recyclage des boues
- 3- Murissement du floc
- 4- Zone de décantation
- 5- Racleurs
- 6- Boues en excès
- 7- Départ de l'eau traitée
- 8- Hélice de mélange eau brute-boues recyclées
- 9- Introduction des réactifs

2°- Le modèle de sédimentation : (on considère) que dans les interstices des sables filtrants, il existe des zones de faible vitesse d'écoulement de l'eau où des boues sédimentables peuvent se déposer.

3°- Le modèle d'attraction électrostatique : les particules de sable filtrants sont chargées négativement et elles peuvent donc retenir des particules chargées **POSITIVEMENT** (32, 33)

Généralement, les filtres à média poreux utilisés en traitement des eaux sont des filtres bicouches, comme celui représenté figure n° 24, et parfois multicouches.

Une couche de sable fin est surmontée d'une couche d'anhracite de granulométrie plus grossière mais de masse volumique plus faible.

Ainsi, les plus grosses impuretés sont retenues par la couche supérieure de grosse granulométrie tandis que la couche inférieure de granulométrie plus fine exerce une filtration de finissage et de sécurité.

Au cours de leur fonctionnement, les filtres multimédia sont encrassés par les particules qu'ils retiennent, ce qui augmente la perte de charge et réduit le débit de filtrat.

Ainsi, des lavages périodiques doivent être effectués.

Le lavage est effectué à contre-courant par de l'eau seule ou par action combinée de l'eau et de l'air.

On réalise généralement une expansion du lit de 10 à 15 %, suite à la fluidisation de la masse filtrante.

La fréquence des lavages dépend de la teneur de l'eau en matière en suspension et du débit traité, mais généralement, le lavage est effectué chaque vingt quatre heures.

FIG 24 FILTRE BICOUCHE

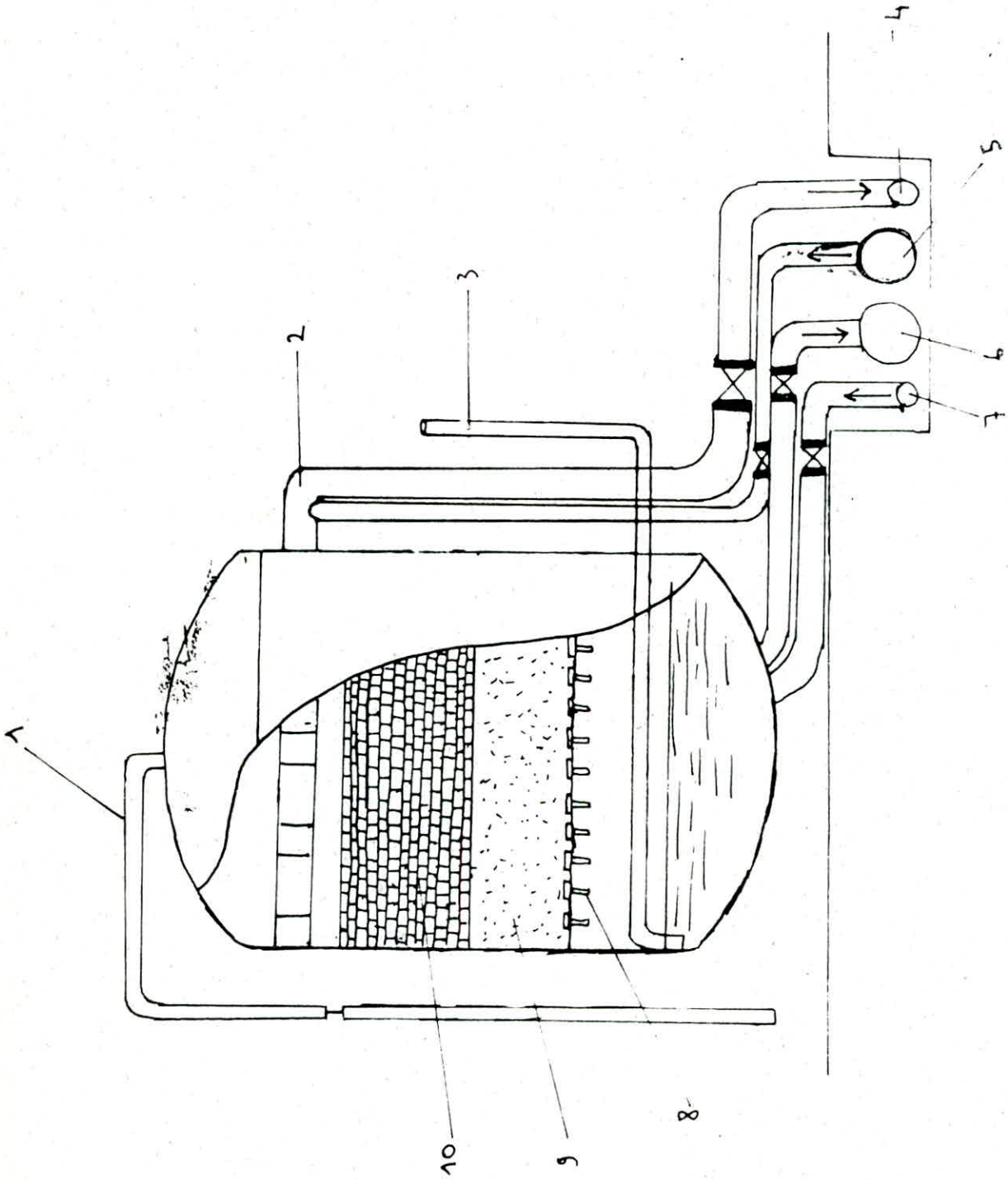


FIGURE N° = 24 .

FILTRE BICOUCHE .

- 1- Event
- 2- Sortie des eaux de lavage
- 3- Adduction d'air
- 4- Départ des eaux de lavage
- 5- Arrivée d'eau brute
- 6- Départ d'eau filtrée
- 7- Adduction d'eau de lavage
- 8- Plancher à buselures
- 9- Sable
- 10- Anthracite

3°) Filtration de sécurité :

Les unités de dessalement d'eau par osmose inverse prévoient, après l'étape de filtration sur média poreux, une filtration supplémentaire de sécurité qui élimine les matières en suspension et colloïdales qui pourraient encore être présentes.

Cette filtration de sécurité est effectuée par des filtres à cartouches, comme celui représenté figure n° 25

L'élément filtrant est un tissu plissé dont la dimension de maille est de l'ordre de 5 à 10 microns. (29)

e) Contrôle de la teneur en colloïdes et matières en suspension :

Ce contrôle est nécessaire afin de prévenir le colmatage des membranes. Parmi les moyens les plus utilisés pour le contrôle de la teneur en matières colloïdales d'une eau, on cite :

1°) Le pouvoir colmatant :

Dans les unités de dessalement par osmose inverse, on utilise souvent l'indice S.D.I. (silt density index) qui indique le niveau de colmatage d'un filtre standard de 0,45 microns après avoir filtré l'eau étudiée pendant quinze minutes, sous une pression de 30 psi

L'indice S.D.I. est calculé par la formule suivante :

$$SDI = \frac{(1 - t_i/t_f) 100}{15} \quad (34, 35)$$

- t_i : temps pour recueillir 500 ml avant les quinze minutes ;
- t_f : temps pour recueillir 500 ml après les quinze minutes.

On s'efforce généralement d'avoir une valeur de S.D.I. inférieure à 3.

FIG 25 FILTRE A CARTOUCHE

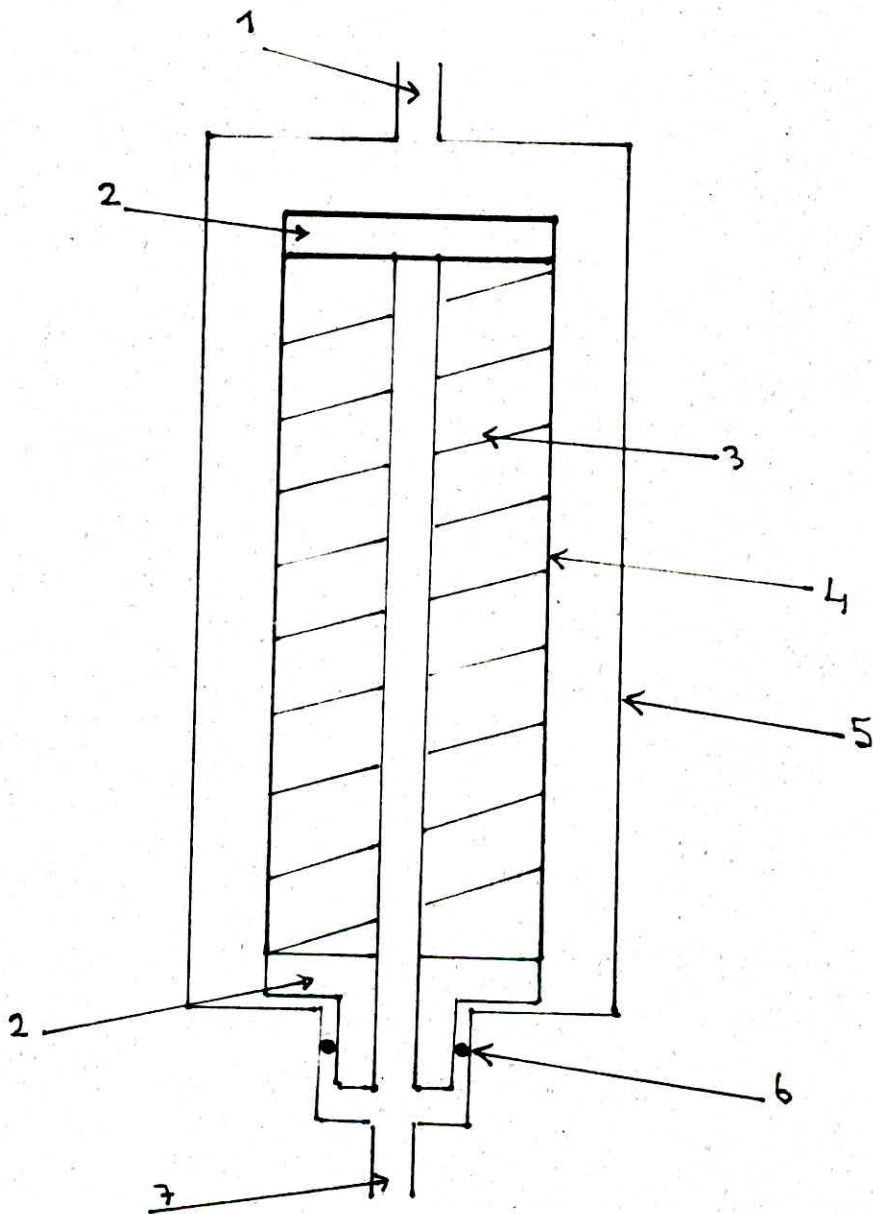


FIGURE N° = 25

FILTRE A CARTOUCHE

- 1- Arrivée du fluide
- 2- Fond étanche
- 3- Elément filtrant
- 4- Microgrille
- 5- Enveloppe externe
- 6- Joint d'étanchéité
- 7- Sortie du fluide

2°) La turbidité :

La turbidité d'une eau indique son caractère trouble.

Elle peut être mesurée de différentes manières et il existe plusieurs unités de mesure de turbidité. Les mesures optiques sont les plus courantes : elles se basent sur les propriétés optiques des systèmes colloïdaux, et plus particulièrement l'effet Tyndall.

Cet effet met en évidence la dispersion de la lumière par les particules colloïdales : il se manifeste par l'éclairement de l'eau trouble traversée par un rayon lumineux.

L'intensité de la lumière diffusée par les particules non absorbantes est donnée par la formule de Rayleigh :

$$I = I_0 \cdot k \cdot N \frac{V^2}{\lambda^4} \sin^2 \varphi \quad (36)$$

I : intensité de la lumière diffusée dans une direction faisant un angle φ avec le faisceau initial ;

I_0 : intensité du faisceau initial ;

N : nombre de particules diffusant la lumière ;

V : volume de ces particules ;

λ : longueur d'onde de la radiation utilisée.

Ainsi donc, l'intensité de la lumière diffusée par les particules colloïdales dépend de leur nombre et de leur nature. Pratiquement, les mesures de turbidité consistent à comparer l'intensité de la lumière diffusée par l'échantillon d'eau à 90° à celle diffusée par une solution étalon.

Une substance étalon très utilisée est la formazine.

L'intensité de la lumière diffusée est mesurée à l'aide d'un appareil muni d'une cellule photosensible et le résultat est exprimé en F.T.U. (formazine turbidity unit).

Notons que d'autres substances étalon peuvent être utilisées, comme la silice, le résultat étant exprimé en mg de silice.

IV.1.3.- Les entartrants :

L'entartrage de la membrane se produit lorsque certains sels atteignent leur concentration de saturation et forment des dépôts pouvant colmater la membrane.

Les sels susceptibles de précipiter sont généralement :

- Carbonate de calcium	Ca CO_3
- Sulfate de calcium	Ca SO_4
- Sulfate de baryum	Ba SO_4
- Sulfate de strontium	Sr SO_4
- Fluorure de calcium	Ca F_2
- Silice	Si O_2

Les problèmes d'entartrage sont plus souvent dus au carbonate de calcium et au sulfate de calcium. (29)

IV.1.3.1.- Quelques définitions relatives à la chimie des eaux :

1°- La salinité ou TDS (total dissolved solids).

La salinité d'une eau s'exprime en milligrammes de solides dissous par litre d'eau.

Elle peut être déterminée par la mesure de l'extrait sec : cela consiste à faire évaporer, sans faire bouillir, une certaine quantité d'eau dans une capsule de platine et à peser les résidus après séchage.

La salinité d'une eau peu minéralisée peut être évaluée par mesure de résistivité à une température donnée. (36)

2°- La dureté :

La dureté d'une eau représente la teneur de celle-ci en atomes de calcium et de magnésium.

Elle est exprimée en degrés hydrotimétriques, mais ceux-ci varient suivant les pays car il existe les degrés français, britannique, allemand.

Néanmoins, la dureté peut être exprimée en milliéquivalent, un milliéquivalent correspondant à une demi-môle d'un sel de calcium ou de magnésium par mètre cube d'eau.

La dureté totale correspond à la totalité des sels de calcium et de magnésium.

Elle peut être déterminée par titrage complexométrique à l'E.D.T.A., selon la norme NFT 90-003. (37)

On peut distinguer la dureté magnésienne de la dureté calcique en faisant précipiter les sels de calcium par de l'oxalate d'ammonium, tandis que l'oxalate de magnésium reste soluble.

On distingue également la dureté permanente de la dureté temporaire.

La dureté temporaire, dite aussi dureté carbonatée, est essentiellement due au bicarbonate de calcium tandis que la dureté permanente est une dureté non carbonatée due aux autres sels de calcium et magnésium.

3°- L'alcalinité :

L'alcalinité d'une eau représente la teneur en ions bicarbonaté, carbonate et hydroxyle de celle-ci.

Elle est généralement déterminée par titrage à l'acide sulfurique, et on définit le titre alcalimétrique (TA) et le titre alcalimétrique complet (TAC).

Le TA s'obtient par virage de la phénolphtaleine à PH 8,3, lors du titrage, tandis que le TAC est obtenu par le virage de l'héliantine à PH 4,5. (8,36,38)

Au virage de la phénolphtaleine à PH 8,3, les deux réactions suivantes sont complètes :



tandis que la réaction $\text{Ca (H CO}_3)_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 \longrightarrow \text{Ca SO}_4 + 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$ commence à se produire avec apparition de CO_2 .

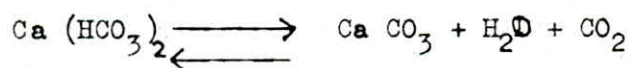
C'est au virage de l'hélianthine à PH 4,5 que cette dernière réaction est complète. (36)

Le TA et le TAC permettent donc de déterminer les teneurs en hydroxydes, carbonates et hydrogencarbonates constituant l'alcalinité de l'eau étudiée. (8,36)

IV.1.3.2.- La précipitation du carbonate de calcium :

a) L'équilibre calco-carbonique :

Le phénomène de précipitation du carbonate de calcium est lié à l'équilibre calco-carbonique :



Pour une concentration donnée d'hydrogencarbonate, il existe une certaine quantité de dioxyde de carbone libre dont la présence est nécessaire pour empêcher la précipitation du carbonate de calcium.

A cette quantité de dioxyde de carbone libre, dite équilibrante, correspond une valeur du PH, dite de saturation. (36)

Si la quantité de dioxyde de carbone libre dans l'eau est inférieure à la quantité équilibrante, l'équilibre calco-carbonique est déplacé vers la précipitation du carbonate de calcium : l'eau est alors dite incrustante.

Si la quantité de dioxyde de carbone libre est supérieure à la quantité équilibrante, l'équilibre est déplacé vers la destruction du carbonate de calcium et l'eau est dite agressive.

L'agressivité d'une eau peut être déterminée graphiquement. Une des méthodes les plus utilisées est celle de Langelier

Le diagramme de Langelier permet de déterminer le PH de saturation en connaissant l'alcalinité, la teneur en calcium, la salinité totale et la température. (37)

- Si $PH < PH_s$: l'eau est agressive

- Si $PH > PH_s$: l'eau est incrustante.

On utilise généralement l'indice de Langelier "i"

- $i = PH - PH_s$ (8, 35, 36, 37)

b) Principaux procédés de réduction de l'entartrage par le carbonate de calcium :

1°/ Décarbonatation à la chaux :

Cette méthode est basée sur la réaction entre les ions OH^- de la chaux avec les ions bicarbonates HCO_3^- qui aboutit à la précipitation du carbonate de calcium formé.

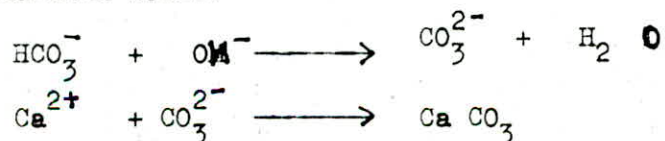
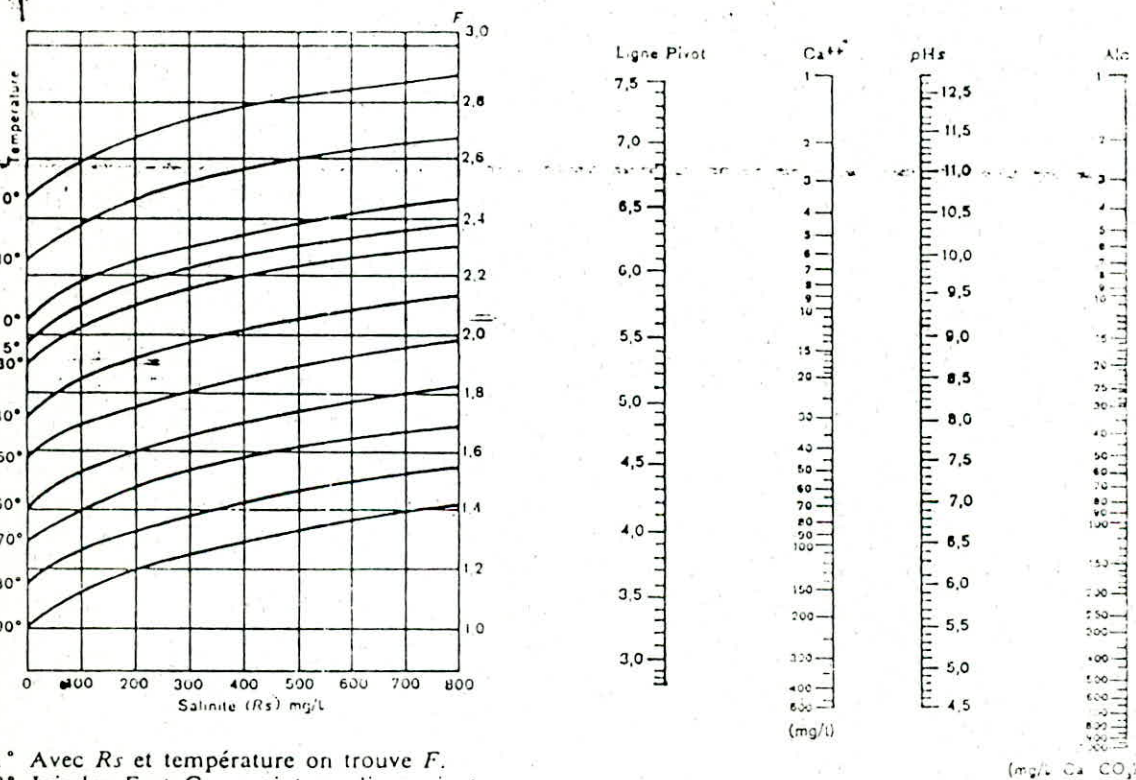
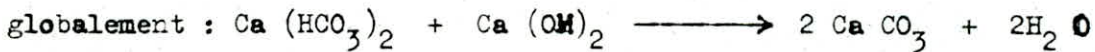


FIG. 26 DIAGRAMME DE HOOVER-LANGELIER



- 1° Avec R_s et température on trouve F .
- 2° Joindre F et Ca : point sur ligne pivot.
- 3° Joindre point ligne pivot à Alc , on a pH_s .
- 4° $i = pH_s - pH_n$.



Il se produit également une précipitation du carbonate de magnésium



Comme le carbonate de magnésium est plus soluble, un excès de chaux peut détruire le précipité de Mg CO_3 d'après la réaction :



Pour obtenir une précipitation du calcaire dans un temps acceptable, la présence de germes cristallins de carbonate de calcium est nécessaire : il faut donc réaliser un mélange homogène entre l'eau à traiter, le lait de chaux et les cristaux de calcaire existants. (8)

Ainsi, la méthode de décarbonatation à la chaux permet de réduire la dureté carbonatée (dite aussi dureté temporaire) pour des eaux de dureté élevée (plusieurs milli équivalents de Ca et Mg par litre) et de TAC élevé.

La décarbonatation à la chaux peut être réalisée dans la zone de réaction d'un décanteur à recirculation de boue (voir IV.1.2.d).

2°/ Adoucissement sur résine échangeuse d'ions :

L'adoucissement sur résines échangeuses d'ions peut être utilisée éventuellement en complément de la décarbonatation après une étape de filtration sur média poreuse.

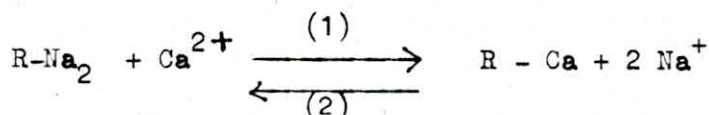
Cette technique permet de réduire considérablement la dureté totale de l'eau.

Cela consiste à faire circuler l'eau à travers un lit de résine échangeuse d'ions cationique qui fixe les ions calcium et magnésium responsables de la dureté, et les remplace par des ions sodium qu'elle libère.

Les résines employées sont souvent des dérivés sulfurés des polymères du styrène divinyl benzène.

Nous les noterons $R-Na_2$, R étant le groupement inaltérable de la résine.

On peut représenter les réactions qui se déroulent de la manière suivante :



Le sens (1) de l'équilibre indique l'adoucissement, tandis que le sens (2) indique la régénération réalisée périodiquement à l'aide d'une solution de chlorure de sodium, lorsque la résine tend à être saturée en ions calcium.

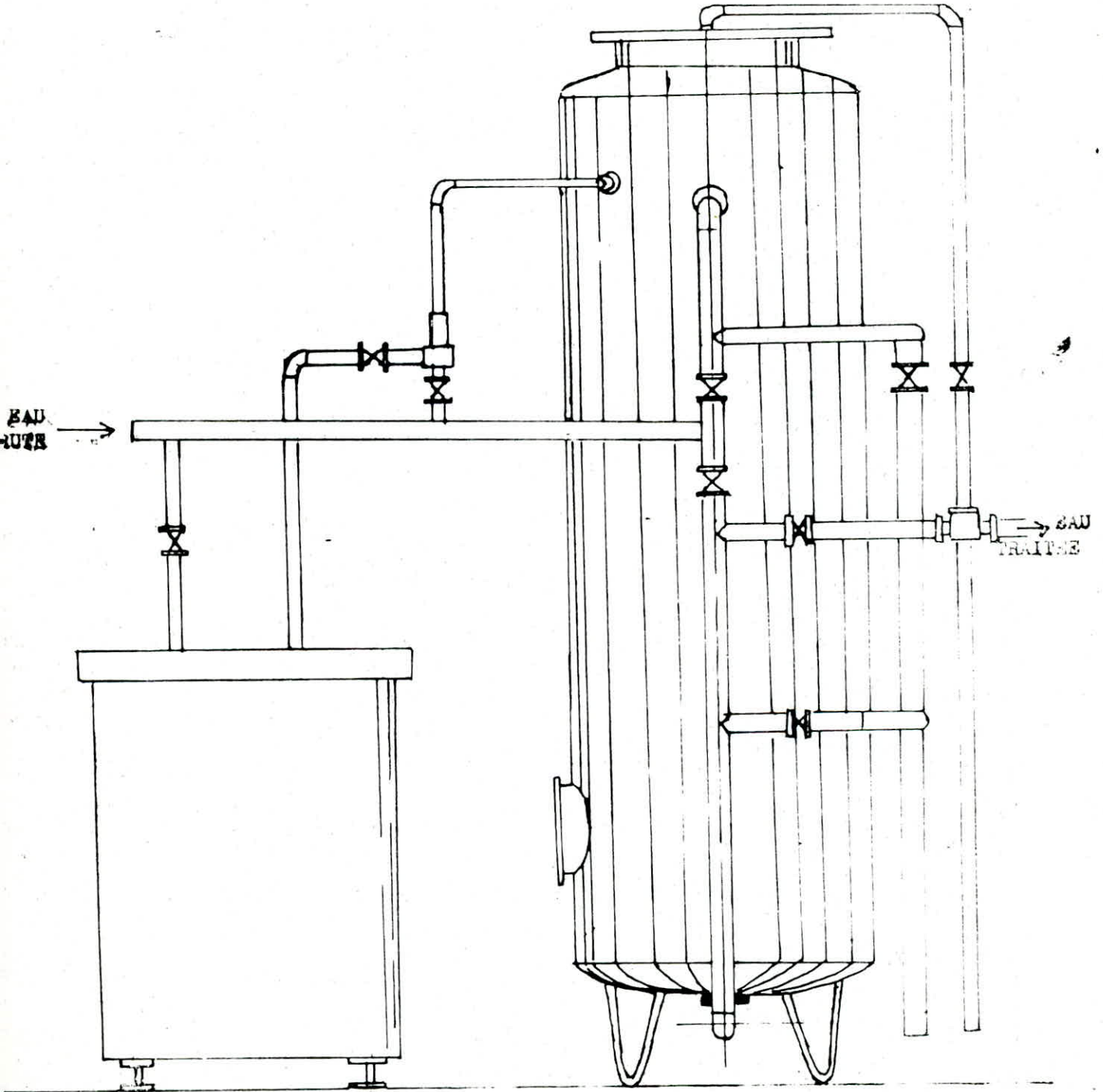
On caractérise généralement les résines par leur capacité totale qui correspond à la saturation ionique complète.

En réalité, on n'utilise pas une résine jusqu'à saturation complète et on parle alors de capacité pratique ; celle-ci dépend de la quantité de régénérant utilisé.

Plus la quantité de régénérant est élevée, plus la fuite en ions Ca et Mg que l'on désire fixer est faible, mais le rendement du cycle défini par le rapport de la quantité d'ions fixés à la quantité d'ions régénérants est faible. Ainsi, dans chaque cas de figure, il est nécessaire d'établir un cycle optimal d'adoucissement-régénération en tenant compte de la qualité désirée de l'effluent et des contraintes économiques (investissements, frais d'exploitation). (39)

Un appareillage d'adoucissement est représenté figure n° 27. Il est constitué par un récipient cylindrique contenant la résine et d'un bac contenant le régénérant (saumure). L'eau à traiter et le régénérant sont admis à la partie supérieure de l'appareil qui est muni d'un système de vannes, parfois automatiques, qui permettent d'exécuter les diverses opérations.

FIG 27 ADOUCISSEUR



BAC A SAUMURE

ADOUCCISSEUR

3°/ Vaccination acide :

Ce procédé est couramment utilisé dans la plupart des unités de dessalement par osmose inverse. (28,34)

Cela consiste à ajouter à l'eau une quantité d'acide sulfurique afin de détruire les hydrogénocarbonates responsables de l'alcalinité. La réaction qui en découle est :



Il y a donc une production de dioxyde de carbone qui va donc déplacer l'équilibre calco-carbonique dans le sens contraire de la précipitation du carbonate de calcium.

Ce procédé réduit la dureté temporaire sans modifier la dureté totale.

Le PH doit être abaissé dans des limites acceptables pour la tenue du matériau membraneux.

Souvent, dans les unités de dessalement par osmose inverse, l'injection d'acide par pompe doseuse est asservie à un PH mètre afin de réguler le PH.

IV.1.3.3.- Précipitation du sulfate de calcium :

Le risque de précipitation du sulfate de calcium (CaSO_4) est réduit par les procédés d'élimination de la dureté totale comme le traitement au carbonate de sodium et l'adoucissement sur résine cationique.

Néanmoins, un procédé très utilisé dans les unités de dessalement d'eau par osmose inverse est l'injection de polyphosphates. (29,35)

L'hexametaphosphate de sodium $n(\text{Na PO}_3)_6$ est très utilisé et il permet de former un complexe très stable et soluble de polyphosphate de calcium, évitant ainsi la précipitation des sels de calcium.

IV.1.4.- Prolifération microbienne :

Les eaux naturelles contiennent toujours une certaine quantité de micro-organismes vivants qui ont tendance à proliférer et qui peuvent dégrader la membrane.

La prolifération microbienne dépend du degré de contamination de l'eau, de la température et de la présence d'éléments nutritifs.

La prolifération microbienne peut être évitée par l'injection de 0,5 à 1 ppm de chlore. (29)

Le chlore doit être injecté et contrôlé précautionneusement car il peut dégrader les membranes, et plus particulièrement celles à base de polyamide. (35)

Ainsi, un traitement ultérieur par injection de bisulfite de sodium (NaHSO_3) qui est un puissant réducteur est généralement employé.

IV.2. L'installation d'osmose inverse :

IV.2.1. a) Les membranes utilisées :

Les membranes utilisées pour le dessalement des eaux sont soit à base d'acétate de cellulose, soit à base de polyamide aromatique. (8,40,41)

Les membranes à base d'acétate de cellulose s'hydrolysent assez facilement et ne peuvent être utilisées que dans une gamme de PH allant de 4,5 à 6,5, mais elles peuvent tolérer jusqu'à 1 ppm de chlore libre pour prévenir la prolifération microbienne. (8,40,41)

Quant aux membranes à base de polyamide aromatique, elles sont peu sensibles à l'hydrolyse et sont utilisables dans une gamme de PH allant de 4 à 11. (35)

Par contre, elles ne tolèrent aucun résidu de chlore libre. Pour ce qui est de la structure, des membranes asymétriques et des membranes composites peuvent être employées, bien que celles-ci, plus récentes, présentent une meilleure résistance mécanique (certaines peuvent supporter une pression de 100 bars, tandis que les membranes asymétriques supportent rarement des pressions au-delà de 55 bars). (40)

Les modules utilisés sont très souvent des modules à fibres creuses ou des modules en spirale, et plus rarement des modules plans.

IV.2.2.- Le taux de conversion :

Le taux de conversion est un paramètre important pour les unités d'osmose inverse.

Il est défini comme étant le rapport entre le débit de perméat et le débit d'alimentation.

On le note :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_o}$$

Q_p = débit de perméat

Q_o = débit d'alimentation.

Un taux de conversion élevé indique un débit de perméat élevé et un plus faible débit d'alimentation des modules, donc une consommation d'énergie spécifique (rapportée au débit de perméat) plus faible, comme le montre le graphique de la figure n°28 obtenu dans une station de dessalement d'eau de mer à Doha (Koweït) à une pression de 80 bars, et sans tenir compte de la consommation énergétique du prétraitement. (42)

Néanmoins, un taux de conversion élevé implique une plus grande accumulation de sel au voisinage de la membrane, ce qui entraîne un passage de sel plus élevé et le risque de colmatage est accru, ce qui nécessite un prétraitement plus sévère.

Le lien entre le prétraitement peut être illustré de la façon suivante : considérons un sel susceptible de précipiter dont la concentration est C_o dans l'alimentation, C_p dans le perméat, C_r dans le rejet.

Le bilan des débits s'écrit :

$$Q_o = Q_p + Q_r \quad (1)$$

et le bilan sur le sel, en considérant dans un premier temps qu'il n'y a pas de précipitation, s'écrit :

$$Q_o C_o = Q_p C_p + Q_r C_r \quad (2).$$

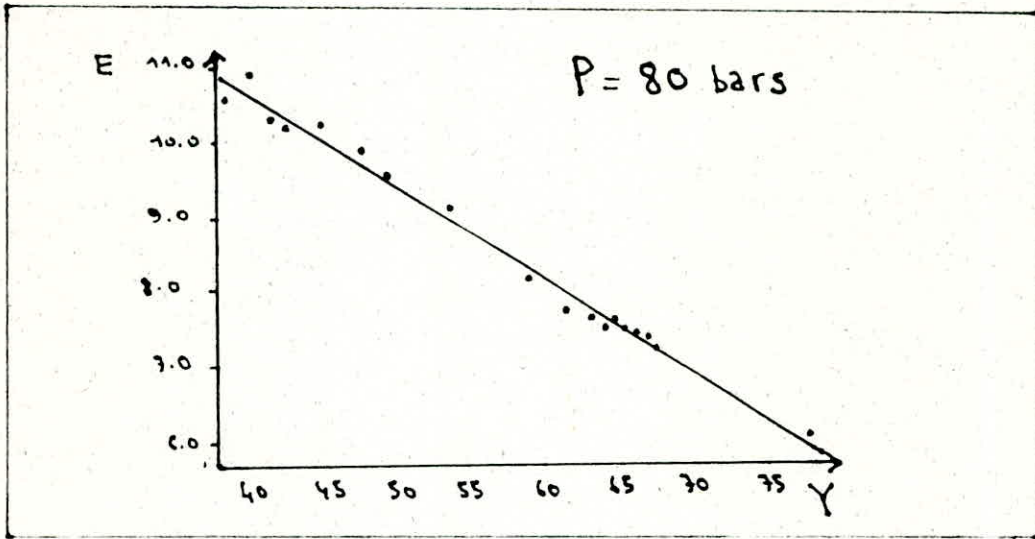
En substituant (1) et (2) et en divisant par Q_r , nous obtenons :

$$C_r = \frac{Q_o C_o - Q_p C_p}{Q_o - Q_p}$$

et en négligeant $Q_p C_p$ devant $Q_o C_o$, nous avons finalement :

$$C_r = \frac{C_o}{1 - Y} \quad \text{où} \quad Y = 1 - \frac{C_o}{C_r}$$

FIG 28



E : CONSOMMATION SPÉCIFIQUE D'ÉNERGIE [kWh/m³]

Y : TAUX DE CONVERSION [%]

Si C_s est la concentration de saturation au-delà de laquelle le sel considéré précipite, il y aura formation de tartre sur la membrane, si $C_r > C_s$.

Ainsi, le taux de conversion $Y = 1 - \frac{C_o}{C_s}$ est le taux de conversion maximal admissible pour éviter la précipitation du sel considéré.

Si nous désirons travailler avec un taux de conversion plus élevé, il est nécessaire de prévoir un prétraitement limitant les possibilités de précipitation de ce sel.

Ainsi, le choix du taux de conversion dépend de l'objectif recherché : un taux de conversion élevé est intéressant pour produire une grande quantité d'eau dessalée mais cela nécessite un prétraitement sévère.

Par contre, pour obtenir une bonne qualité de perméat, un taux de conversion plus faible est préférable.

IV.2.3.- Les arrangements de modules :

Il est possible d'arranger les modules d'osmose inverse de différentes façons afin d'agir sur le taux de conversion ou sur la qualité du perméat, en fonction de l'objectif recherché.

1°) Arrangement en parallèle :

Les modules reçoivent tous le même débit d'alimentation, à la même pression, et travaillent tous avec le même taux de conversion ; le taux de conversion global de l'installation est le même que celui de chacun des modules.

2°) Arrangement en série :

Des groupes de modules travaillant en parallèle peuvent être placés en série.

Il existe deux types d'arrangements en série :

1/ Le montage en série rejet :

Le rejet du premier étage constitue l'alimentation du deuxième étage.

Une recompression à l'entrée du deuxième étage n'est pas nécessaire, vu que le rejet du premier étage sort avec seulement 2 à 3 bars en moins.

Un tel arrangement permet d'augmenter considérablement le taux de conversion global de l'installation sans aggraver le phénomène de polarisation. (8,43)

2/ Le montage en série production :

Le perméat du premier étage est recompressé et sert d'alimentation au deuxième étage.

Un tel montage permet donc d'affiner la qualité du perméat produit par le premier étage.

L'arrangement en série production peut donc être utilisé pour produire de l'eau de haute pureté, mais au détriment du taux de conversion. (8,43)

IV.3.- Performances de modules de dessalement d'eau par osmose inverse :

Dans ce sous chapitre, nous suivrons l'évolution du débit de production et du passage de sel pour un groupe de modules de type "PERMASEP B9", de l'installation de dessalement par osmose inverse du complexe CELPAP de Mostaganem.

Cette installation traite les eaux de l'Oued Cheliff mélangées à des eaux de forage.

Cette eau, avant de pénétrer dans les modules, est décarbonatée et clarifiée dans un décanteur à recirculation de boues, puis refiltrée sur des filtres à sable.

L'installation d'osmose inverse est constituée de six lignes indépendantes fonctionnant alternativement.

Une ligne, voir figure n° 29 , est constituée de trois étages montés en série rejet.

Le premier étage est constitué de 5 racks montés en parallèle.

Le deuxième étage est constitué de 3 racks montés en parallèle.

Le troisième étage est constitué de 2 racks montés en parallèle.

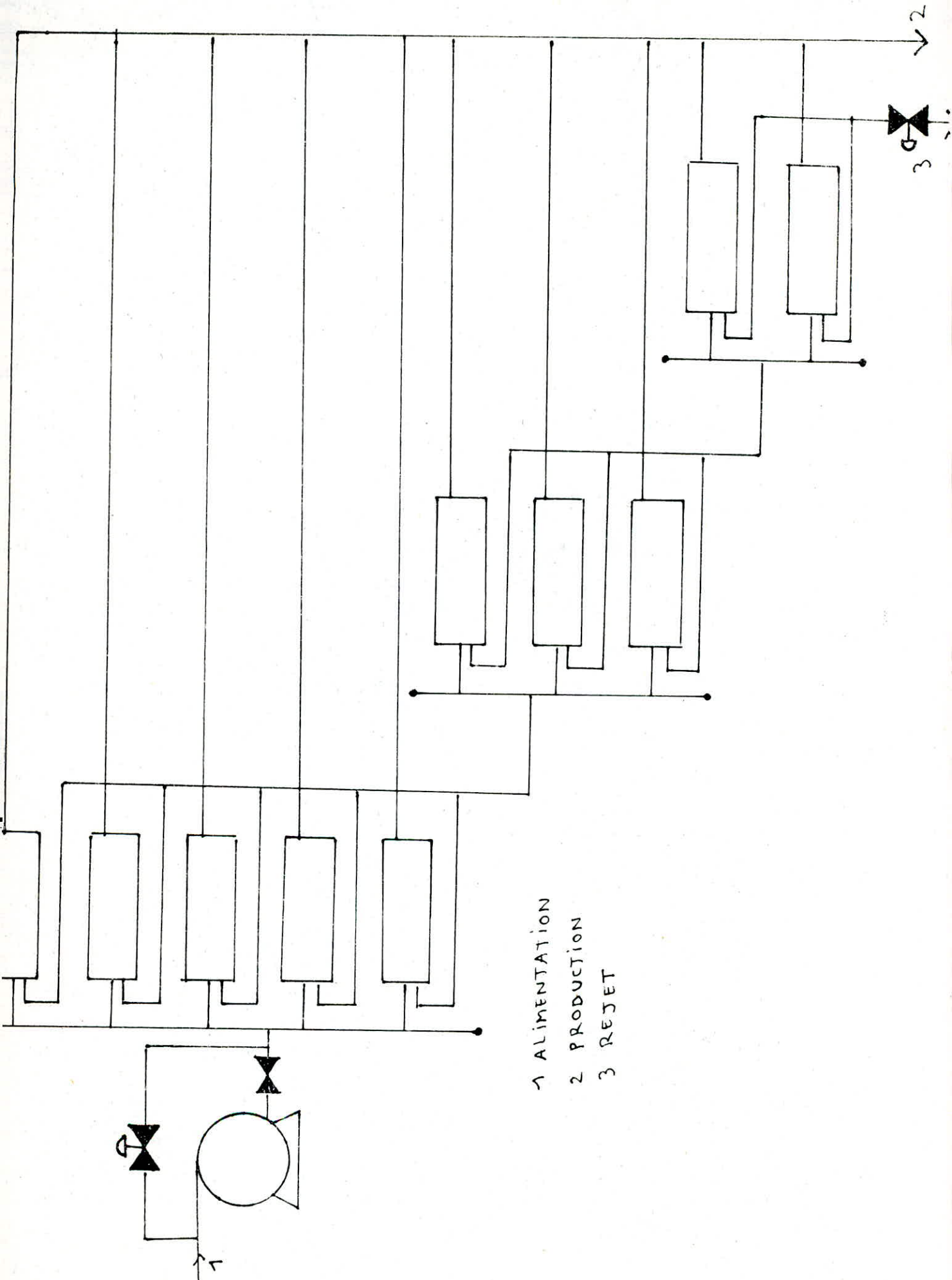
Un rack est une rangée de vingt modules branchés en parallèle.

Cette installation, qui compte 1200 modules est parmi les plus importantes à l'échelle mondiale.

IV.3.1.- Les modules "PERMASEP B 9" :

Les modules "PERMASEP B9" sont des modules équipés de membranes en fibres creuses, en polyamide aromatique fabriquées par "Dupont de Nemours". Les fibres creuses ont un diamètre extérieur de 86 microns et un diamètre intérieur de 42 microns.

FIG 29 : LIGNE D'OSMOSE INVERSE



Leur structure est asymétrique : la "peau" sélective, d'une épaisseur de l'ordre de 0,1 micron, se trouve à la surface extérieure.

Plusieurs centaines de milliers de fibres sont disposées en U dans un corps de pression en fibre de verre (voir figure n° 30).

L'eau brute, sous une pression de 28 bars, est distribuée radialement à l'intérieur du module à l'aide d'un tube axial perforé sur toute sa longueur.

L'eau osmosée traverse la paroi des fibres et s'écoule à l'intérieur de leur canal central, traverse la plaque d'étanchéité qui supporte l'extrémité des fibres, puis est collectée par un disque poreux avant de sortir du module. Quant au rejet, il reste à l'extérieur des fibres avant d'être évacué.

Le tableau suivant donne les caractéristiques du module "PERMASEP B 9 0840" utilisé au complexe CELPAP de Mostaganem.

Caractéristiques du module B.9 0840

Longueur (m)	1,20
Diamètre (cm)	25
Débit de production (m^3/j)	53
Passage de sel (‰)	10
Pression d'utilisation (bar)	28
Contre pression admissible (bar)	3,5
Gamme de PH	4-11
Température admissible (°C)	35

FIG 30 MODULE PERMASEP 89

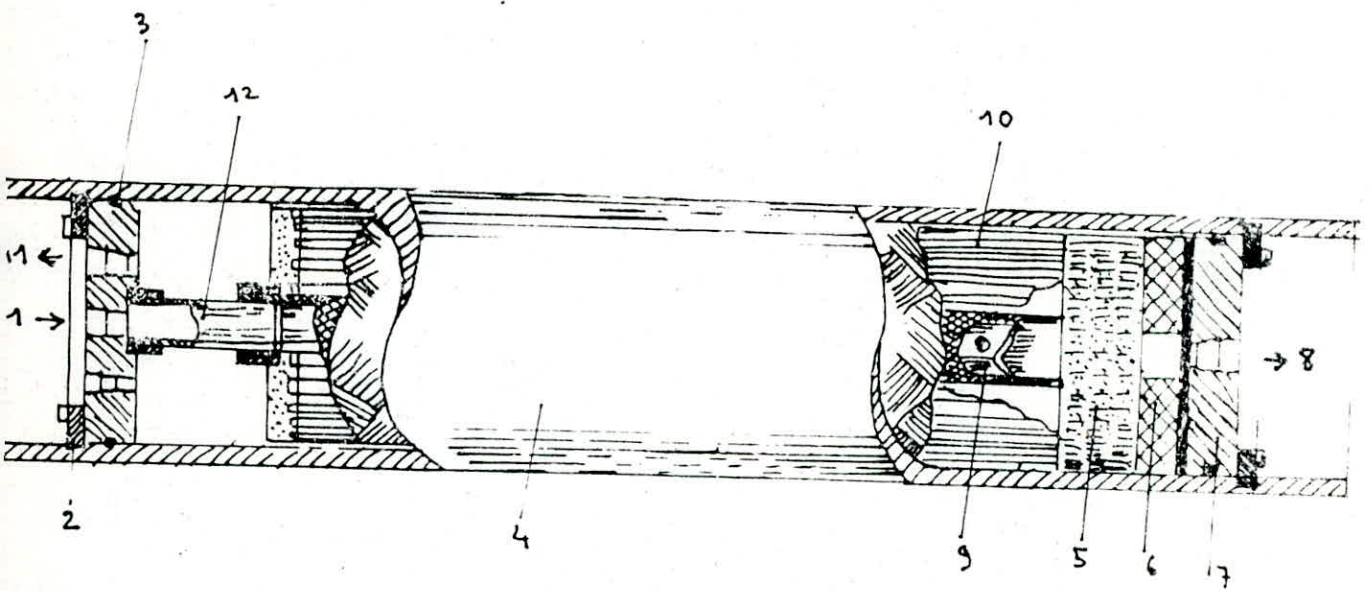


FIGURE N°=30-30.

MODULE PERMASEP B.9

- 1- Eau brute
- 2- Serre-clips
- 3- Joints toriques
- 4- Enveloppe
- 5- Plaque epoxy
- 6- Disque poreux
- 7- Plaque de tête
- 8- Eau pure
- 9- Tube poreux distributeur
- 10- Fibre creuse
- 11- Rejet
- 12- Tube non poreux

Le débit de production et le passage de sel sont mesurés dans des conditions standard :

Température : 25°C

Concentration de l'alimentation : 1.500 ppm Na cl

Pression : 28 bars = 400 psi

Taux de conversion : 75 %

Ainsi, pour suivre l'évolution du débit de production et du passage de sel, il est nécessaire de les ramener aux conditions standard en appliquant la méthode de correction donnée par le manuel technique de Dupont de Nemours. (35)

IV.3.2.- Méthode de correction du débit de production et du passage de sel de Dupont de Nemours :

Avant d'effectuer les corrections, il est nécessaire de convertir la salinité de l'alimentation en équivalent chlorure de sodium.

La méthode consiste à déterminer la concentration en Na cl qui donne la même pression osmotique que l'eau d'alimentation.

La pression osmotique peut être évaluée par la relation :

$$\Pi = 1,12 (T + 273) \sum m_i \quad (1)$$

Π : pression osmotique (psi)

où

T : température (°C)

$\sum m_i$: somme des molalités des substances contenues dans l'eau.

Cette formule, valable pour les solutions idéales, permet d'évaluer la pression osmotique avec une précision de l'ordre de 10 %. Sourirajan a donné une relation qui permet de calculer la pression osmotique de solutions de Na cl. (35)

$$\pi = \frac{0,0385 C (T + 273)}{1000 - (C/1000)} \quad (2)$$

C étant la concentration en ppm de Na cl.

La concentration équivalente en ppm Na cl est calculée par :

$$C = \frac{1000 \pi}{0,0385 (T + 273) + (\pi/1000)}$$

étant calculée par la formule (1).

IV.3.2.a) Correction du débit de production :

1°/ Correction de température :

Soit Q le débit de production à la température T et Q_{25} le débit de production à $T = 25^{\circ}\text{C}$.

Le manuel technique de Dupont de Nemours donne la relation :

$$\frac{Q}{Q_{25}} = 1,03^{(T - 25)} = \text{FCT (facteur de correction de température)}.$$

2°/ Correction de pression :

Si on considère d'après l'expression du flux de perméat :

$$J = A (\Delta P - \Delta \pi)$$

que le débit de production est proportionnel à la pression efficace $(\Delta P - \Delta \pi)$ à une température donnée, nous pouvons écrire :

$$Q_n = \frac{(\Delta P - \Delta \pi)_N Q_T}{(\Delta P - \Delta \pi)_T} = \frac{Q_T}{\frac{(\Delta P - \Delta \pi)_T}{(\Delta P - \Delta \pi)_N}}$$

Le facteur de correcteur de pression est donné par :

$$F C P = \frac{(\Delta P - \Delta \pi) T}{(\Delta P - \Delta \pi) N}$$

$(\Delta P - \Delta \pi) N$ peut être calculé

$$\Delta P = \frac{P_a + P_r}{2} - P_p$$

P_a : pression d'alimentation

P_r : pression de rejet

P_p : pression du perméat.

ΔP_c : perte de charge dans le module.

$$\text{or, } P_r = P_a - \frac{\Delta P_c}{2} - P_p$$

$$\text{donc, } \Delta P = P_a - \frac{P_c}{2} - P_p$$

$$\Delta \pi = \pi_m - \pi_p$$

π_m étant la pression osmotique moyenne entre l'alimentation et le rejet,
 π_p étant la pression osmotique du perméat, souvent négligée.

$$\pi_m = \frac{0,0385 C_m (T + 273)}{1000 - (C/1000)}$$

$$C_m = \frac{C_o + C_r}{2}$$

C_o : concentration dans l'alimentation

C_r : concentration dans le rejet si $C_{pa} < C_r$

$$C_r = \frac{C_o}{1 - Y}$$

(voir paragraphe IV.2.2.)

Y : taux de conversion.

- Application numérique avec les conditions normales :

$$P_a = 400 \text{ psi}$$

$$\Delta P_c = 6 \text{ psi} \quad \Delta P = 400 - \frac{6}{2} - 0 = 397 \text{ psi}$$

$$P_p = 0$$

$$C_o = 1500 \text{ ppm Na cl} \quad C_r = \frac{1500}{1 - 0,75} = 6000 \text{ ppm Na cl}$$

$$Y = 75 \%$$

$$C_m = \frac{1500 + 6000}{2} = 3750 \text{ ppm Na cl}$$

$$T = 25^\circ\text{C}$$

$$\pi_m = \frac{0,0385 \times 3750 (25 + 273)}{1000 - (3750/1000)} = 43,2 \text{ psi}$$

$$\text{Donc, } (\Delta P - \Delta \pi)_N = (397 - 43,2) = 353,8 \text{ psi}$$

$$\text{Ainsi, F C P} = \frac{(\Delta P - \Delta \pi)_T}{353,8} = 0,00283 (\Delta P - \Delta \pi)_T$$

Si nous désirons travailler en bars :

$$\text{F C P} = 0,04 (\Delta P - \Delta \pi)_T$$

Ainsi donc, pour obtenir Q_N , le débit de production dans les conditions standard de Dupont de Nemours, le débit de terrain Q_T lu sur rotamètre doit être corrigé par le FCT et le FCP.

$$Q_N = \frac{Q_T}{\text{FCT} \times \text{FCP}}$$

IV.3.2.b) Correction du passage de sel :

Le passage de sel est le rapport de la concentration à la production et de la concentration de l'alimentation.

$$PS = \frac{C_p}{C_o} \times 100$$

Le passage de sel peut aussi être approximé par le rapport de la conductivité de la production et de la conductivité de l'alimentation.

Le facteur de correction du passage de sel SPCF peut être obtenu sur l'abaque donnée en deux versions, par le manuel technique (voir figure n°31).

Cet abaque donne le SPCF en fonction de la concentration de l'alimentation et du taux de conversion. Il peut aussi être calculé par la formule suivante, plus précise :

$$SPCF = \frac{C_{on}}{C_{oT}} \times \frac{(\Delta P - \Delta \pi)_N}{(\Delta P - \Delta \pi)_T} \times \frac{\pi_{mT}}{\pi_{mN}}$$

C_{on} = concentration de l'alimentation standard = 1500 ppm Na cl

C_{oT} = concentration de l'alimentation de terrain.

π_{mT} : pression osmotique moyenne de terrain

π_{mN} : pression osmotique moyenne standard = 43,2 psi

Le passage de sel n'est pas affecté de façon significative par la température :

$$(PS)_N = \frac{(PS)_T}{SPCF}$$

$(PS)_N$: passage de sel standard

$(PS)_T$: passage de sel de terrain.

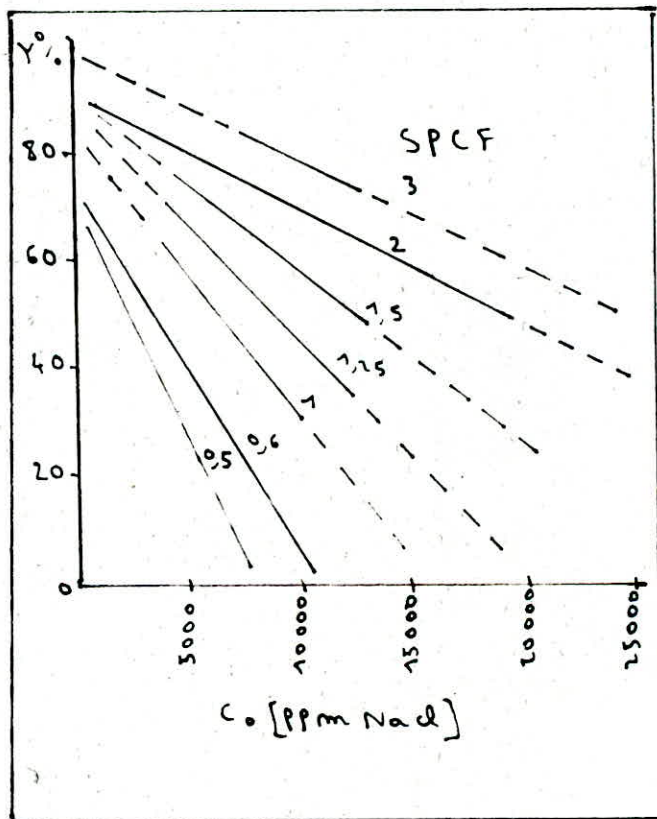
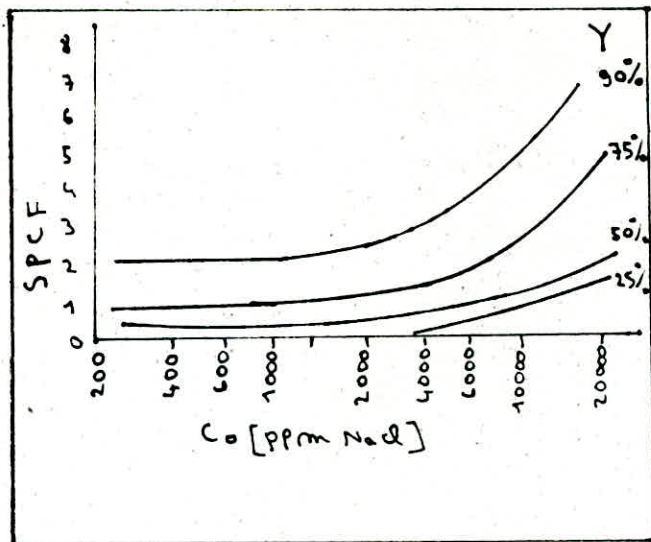


FIG 31 : SPCF

EVOLUTION DES PERFORMANCES DU RACK 1 DE LA LIGNE A

Dans ce qui suit, nous nous proposons de faire un essai de normalisation des valeurs mesurées du débit de production par module et du taux de rejet du rack 1 de la ligne A, sur une période allant de Novembre 1981 à Novembre 1984, afin de suivre l'évolution des performances.

Néanmoins, il existe une incertitude importante sur les données. Nous avons alors été amenés à faire certaines hypothèses :

1°/ Les températures opératoires n'étant pas disponibles, nous nous sommes basés sur les températures moyennes mensuelles de la ville de Mostaganem, fournies par l'office de la météorologie.

2°/ Les analyses disponibles ne concernent que les ions calcium, magnésium, bicarbonates, chlorure, silice et fer, la teneur en ions sodium étant obtenu par différence, ce qui nous a conduit à négliger les autres ions éventuellement présents en faibles quantités.

EXEMPLE DE CALCULDonnéesDate : 18/11/81T = 14,1° cTeneur en ions de l'eau l'alimentation en mg/l.

Na ⁺ : 354,8
Ca ²⁺ : 116
Mg ²⁺ : 72
HCO ₃ ⁻ : 6
Cl ⁻ : 681,6
SO ₄ ²⁻ : 390
SiO ₂ : 3,5
Fe : 0,05
TDS ≈ 1624 ppm

Taux de conversion $\gamma = 46,8 \%$ Pression de l'alimentation $P_0 = 28$ bars.Pression du rejet $P_r = 25,3$ bars.Pression de la production $P_p = 0,45$ bars.Débit de production $Q_p = 1,45$ m³/hRésistivité de l'alimentation $\Omega_0 = 344,8 \Omega \cdot \text{cm}$ Résistivité de la production $\Omega_p = 9000 \Omega \cdot \text{cm}$ Calcul des molalités m_i des ions en moles/1000 g H₂O

$$m_{\text{Na}^+} = \frac{354,8}{23 \times 1000 \cdot \frac{10^6 - 1624}{10^6}} = 0,015$$

$$m_{\text{Ca}^{2+}} = \frac{116}{40 \times 1000 \times 0,998} = 2,9 \cdot 10^{-3}$$

$$m_{\text{Mg}^{2+}} = \frac{72}{24,3 \times 1000 \times 0,998} = 3 \cdot 10^{-3}$$

$$m_{\text{HCO}_3^-} = \frac{6}{61 \times 1000 \times 0,998} = 10^{-4}$$

$$m_{\text{Cl}^-} = \frac{681,6}{35,5 \times 1000 \times 0,998} = 0,019$$

$$m_{\text{SO}_4^{2-}} = \frac{390}{96 \times 1000 \times 0,998} = 4 \cdot 10^{-3}$$

$$m_{\text{SiO}_2} = \frac{3,5}{60 \times 1000 \times 0,998} = 6 \cdot 10^{-5}$$

$$m_{\text{Fe}} = \frac{0,05}{56 \times 1000 \times 0,998} = 9 \cdot 10^{-7}$$

La somme des molalités est $\sum m_i = 0,044$ moles/1000La pression osmotique est donc $\pi = 1,12 (273 + 14,1) \times 0,044$ d'où $\pi = 14,2$ psi

Ainsi la concentration équivalente en NaCl est :

$$C_o = \frac{1000 \times 14,2}{0,0385 \times 287,1 + 14,2 / 1000} = 1283 \text{ ppm}$$

Le Taux de conversion est de 46,8 %.

$$\text{donc } C_R = \frac{1283}{1 - 0,468} = 2411,6 \text{ ppm}$$

$$\text{d'où } C_m = \frac{2411,6 + 1283}{2} = 1847 \text{ ppm}$$

$$\text{Ainsi } \Pi_m = \frac{0,0385 \times 1847 \times 287,1}{1000 - 1847 / 1000} \approx 20,5 \text{ Psi} = 1,4 \text{ bars}$$

$$\text{Or } \Delta P = 28 - \frac{28 - 25,3}{2} - 0,45 \approx 26,2 \text{ bars}$$

$$\text{donc } FCP = 0,04 (26,2 - 1,4) = 0,99$$

$$T = 14,1^\circ\text{C} \Rightarrow FCT = 1,03^{(14,1 - 25)} = 0,725$$

$$\text{Le débit mesuré est } Q_T = 1,45 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Le débit normalisé est } Q_N = \frac{1,45}{0,99 \times 0,725} = 2,02 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Le passage de sel est } PS \approx \frac{\Omega_o}{\Omega_p} \times 100 = \frac{344,8}{9000} \times 100 = 3,83\%$$

$$SPCF = \frac{1500 \times 1 \times 20,5}{1283 \times 0,99 \times 43,2} = 0,56$$

$$\text{Le passage de sel normalisé est } PS_N = \frac{3,83}{0,56} = 6,8\%$$

Le taux de rejet normalisé est donc $100 - 6,8 = 93,2\%$

$$R_n = 93,2\%$$

Les autres valeurs sont données dans les tableaux 1, 2 et 3.

TABLEAU 1

DATE	18/11/81	6/12/81	11/01/82	14/03/82	10/04/82
TEMPERATURE °C	14,1	12,2	10,7	12,7	14,6
SALINITE ppm TDS	1624,3	1503,3	1430,6	1235,7	1555,7
SALINITE ppm NaCl	1281	1214	1148	942	1787,7
TAUX DE CONVERSION %	46,8	47,8	45,4	46,6	48,7
DEBIT MESURE m ³ /h	1,45	1,3	1,3	1,3	1,5
FCT	0,73	0,69	0,66	0,69	0,73
FCP	0,99	0,99	1,01	1,02	0,97
DEBIT NORMALISE	2,02	1,92	1,96	1,84	2,1
RESISTIVITE ENTREE $\Omega \cdot \text{cm}$	344,8	333	384,6	476	420
RESISTIVITE PRODUCTION $\Omega \cdot \text{cm}$	9000	10000	8100	7700	9700
S P C F	0,56	0,57	0,53	0,54	0,6
TAUX DE REJET NORMALISE %	93,2	94,2	91,1	88,7	92,8

TABLEAU 2

DATE	11/05/82	01/06/82	13/09/83	06/10/83	28/01/84	18/02/84
TEMPERATURE °C	17	21,1	22,1	18,2	10,7	11,3
SALINITE ppm TDS	1962,8	1961	1883,5	1554,3	1146,7	1196,7
SALINITE ppm NaCl	1549	1591,6	1591	1261	949	939
TAUX DE CONVERSION %	48	49,3	47,6	54,1	43,5	45,2
DEBIT MESURE m ³ /h	1,5	1,5	1,6	1,45	1	1
FCT	0,79	0,89	0,92	0,82	0,66	0,67
FCP	0,98	0,98	0,98	1	1,04	1,02
DEBIT NORMALISE m ³ /h	1,93	1,72	1,78	1,77	1,47	1,47
RESISTIVITE ENTREE $\Omega \cdot \text{cm}$	555,5	333	270,3	344,8	416,6	476,1
RESISTIVITE PRODUCTION $\Omega \cdot \text{cm}$	7500	9800	7600	6800	9500	9500
SPCF	0,58	0,60	0,59	0,62	0,50	0,53
TAUX DE REJET NORMALISE	87,2	94,3	94	91,8	91,2	90,5

TABLEAU 3

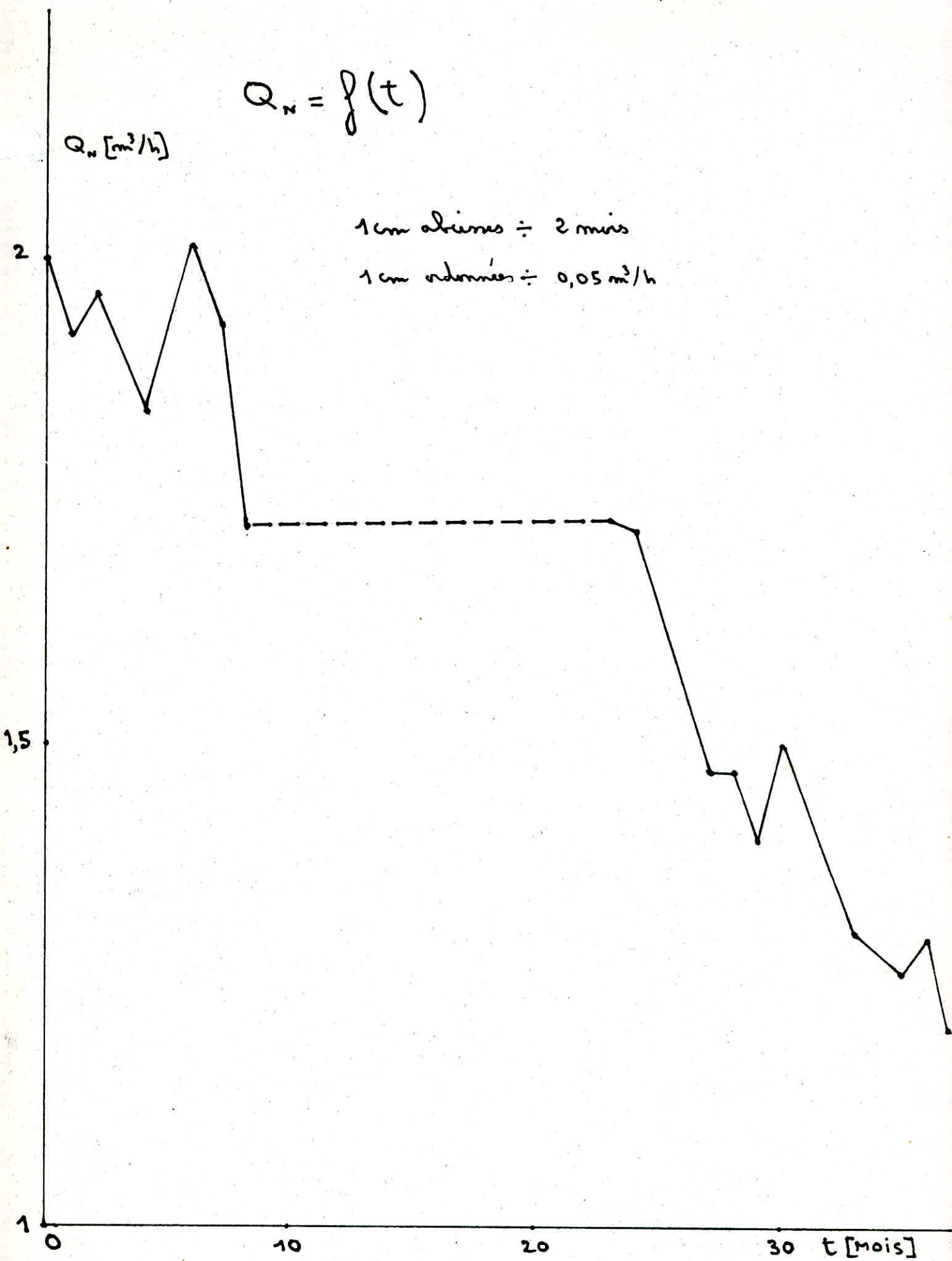
DATE	12/03/84	7/04/84	4/07/84	2/09/84	1/10/84	07/11/84
TEMPERATURE °C	12,7	14,6	23,5	22,1	18,2	14,1
SALINITE ppm TDS	1185,3	1385,5	1844	1902,5	1489,3	1473,7
SALINITE ppm NaCl	940	1069	1558,5	1568,4	1294,3	1240,6
TAUX DE CONVERSION %	44,6	43,8	44,9	43,3	45,6	40,5
DEBIT MESURE m ³ /h	0,95	1,1	1,1	1,1	0,95	0,85
FCT	0,70	0,74	0,96	0,92	0,82	0,72
FCP	0,98	1	0,89	0,95	0,9	0,98
DEBIT NORMALISE m ³ /h	1,4	1,5	1,3	1,26	1,3	1,2
RESISTIVITE ENTREE Ω.cm	454	476,4	285	263	357	333,3
RESISTIVITE PRODUCTION Ω.cm	8500	8500	1100	1200	1500	1500
SPCF	0,55	0,58	0,63	0,60	0,74	0,53
TAUX DE REJET NORMALISE %	90,2	90,4	60,5	63,1	68	57,8

$$Q_N = f(t)$$

Q_N [m^3/h]

1 cm abîmes \div 2 mois

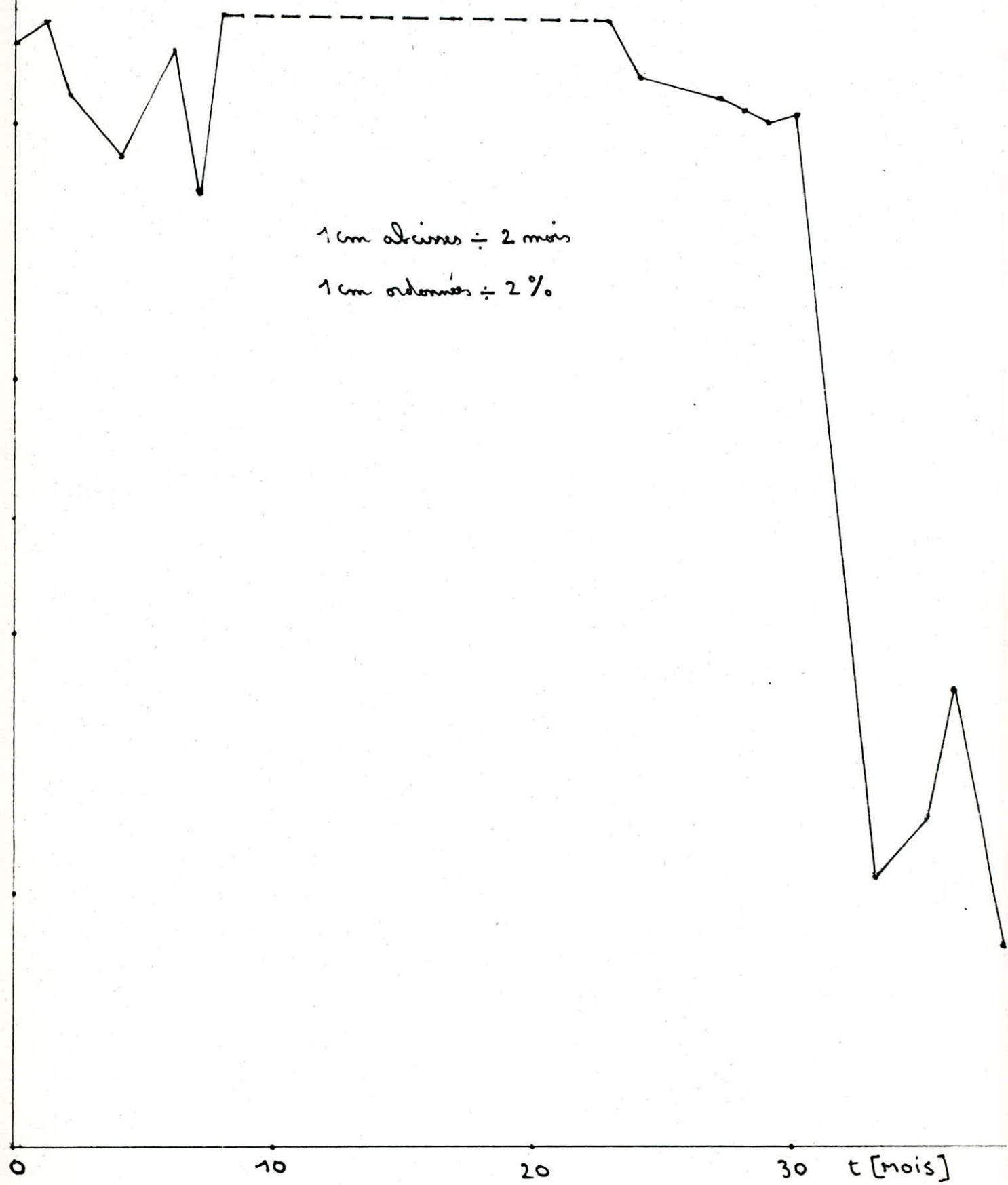
1 cm redonnées \div 0,05 m^3/h



$R_N\%$

$$R_N = f(t)$$

1 cm adresses ÷ 2 mois
1 cm ordonnés ÷ 2%



Nous avons représenté le débit de production normalisé Q_N et le taux de rejet normalisé R_N en fonction du temps de Novembre 1981 à Novembre 1984.

Nous constatons une diminution nette de Q_N et R_N et ce plus particulièrement en 1984 malgré les lavages périodiques qui permettent un redressement momentané des performances.

Cette baisse de performances est constatée dans toutes les unités d'osmose inverse en service dans le monde.

La diminution de Q_N s'explique généralement par la compaction des membranes sous l'effet de la pression et par la formation de dépôts de tartre.

La baisse de R_N est essentiellement due à une perte de sélectivité liée à une dégradation de la structure membranaire.

La présence de dépôts (ca SO_4 ou autres) peut aussi contribuer à la baisse de R_N , en créant au voisinage de la membrane une concentration élevée.

Ainsi, on considère qu'au bout de trois années de fonctionnement, les modules PERMASEP B9 atteignent des performances si basses qu'ils doivent être remplacés, ce qui représente une dépense élevée pour l'utilisateur.

CONCLUSION

Les membranes organiques, et plus récemment, les membranes minérales ont connu un développement important dans les techniques séparatives

Elles permettent de séparer des solutés de leur solvant à partir de solutions circulant sous pression.

L'osmose inverse concerne les petites molécules et les ions tandis que l'ultrafiltration s'applique aux solutions macromoléculaires.

Ces deux procédés peuvent être modélisés respectivement selon le mécanisme diffusionnel et par le mécanisme capillaire, mais en admettant certaines hypothèses simplificatrices.

Les techniques séparatives par membranes se sont imposées dans de nombreux domaines industriels grâce aux avantages qu'elles procurent : elles permettent de réaliser des opérations de séparation en continu, dans des installations modulables possédant donc une grande flexibilité.

Il existe divers types de modules (tubulaires, plans, spirales, fibres creuses) de compacité variable.

D'autre part, ces techniques opérant à température ambiante, sont économes en énergie et peuvent être appliquées à des substances sensibles à la chaleur.

Cependant, les performances sont toujours limitées par le phénomène de polarisation qui peut encrasser les membranes et réduire leur durée de vie, malgré les nettoyages physiques et chimiques.

L'application la plus importante de l'osmose inverse est le dessalement des eaux marines et saumâtres, qui permet de produire de l'eau potable ou de l'eau pure à usage industriel, en grandes quantités.

Toutefois, ce procédé exige un prétraitement plus ou moins important pour éliminer les micro-organismes, les matières en suspension et les substances entartrantes.

En outre, nous avons vu d'après les performances des modules du complexe CELPAP que les membranes s'usent rapidement et doivent être remplacées au bout de trois années.

Malgré le coût élevé et la fragilité des membranes, l'osmose inverse est un procédé concurrentiel du point de vue rendement et efficacité, cependant dans tous les cas, il est nécessaire d'effectuer une étude technico-économique où l'osmose inverse est comparée à d'autres procédés.

Pour une eau saumâtre peu salée, l'osmose inverse peut être comparée à l'électrodialyse, tandis que pour une eau de mer plus salée, la comparaison peut être faite avec les procédés de distillation.

B I B L I O G R A P H I E

- 1 - R. AUDINOS - Les membranes artificielles PUF 1983.
- 2 - APRIA - Les nouvelles techniques de séparation par membranes 1972.
- 3 - DRIOLI - Désalination 63 (1987) 59-69.
- 4 - HSIEH-AICHE - Symposium séries n° 261 Vol 84 1988.
- 5 - KIREEV - Cours de chimie physique Mir. 1975
- 6 - OHYA YAJIMA et MIYASHITA - Désalination 63 (1987) 119.
- 7 - MAUREL - Techniques de l'ingénieur J 2791 - 2793.
- 8 - DEGREMONT - Memento Technique de l'eau 1978.
- 9 - RACZ, WAASSINK, KLAASSEN - Désalination 60 (1986) 213.
- 10 - SCHOCK , MIGUEL - Désalination 64 (1987) 339.
- 11 - GEKAS, HALLSTROM - Journal of membrane science 30 (1987) 153.
- 12 - SHERWOOD-Ind Eng Fundamentals (1965) 4.113.
- 13 - L. FELIPE DEL CASTILLO - Désalination 19 (1976) 211.
- 14 - MENDJEL - Synthèse et caractérisation de nouvelles membranes. Synthétiques assymétriques à propriétés hémocompatibles 1984.
- 15 - SE CHITOUR - Chimie des surfaces OPU 1981.
- 16 - WIJMANS NAKAO - Journal of membrane science 22 (1985) 117.
- 17 - POYEN BARION - Entropie 118 (1984) 46.
- 18 - KING - Séparation processus M Graw Hill 1981.
- 19 - MATHIASON - SIVIK - Désalination 35 (1980) 59.
- 20 - REN DEQIAN - Désalination 62 (1987) 363.
- 21 - POYEN, QUEMENEUR, BARION - Entropie 120 (1984) 50.
- 22 - MONTLALUC, RIOS - Food science Vol. 27 (1984) n° 3
- 23 - BRUIN KIKHERTS - Désalination 35 (1980) 223.
- 24 - Brevet Français n° 2256773.
- 25 - BELFORT - Journal Of Membrane science 35 (1988) 245.
- 26 - BREVET Français n° 2267 138.
- 27 - SAMUEL-AQUA 5 (1986) 242.

- 28 - WADE - Désalination 64 (1987) 3.
- 29 - OSTA - Désalination 63 (1987) 71.
- 30 - CARBONEL - L'eau et l'industrie 32 (1979) 33.
- 31 - ECKENFELDER - Gestion des-eaux usées Tec. Doc. 1982.
- 32 - MASSCHELEIN - L'eau et l'industrie 36 (1979) 27.
- 33 - AIT AMAR HURAUPT - L'eau et l'industrie 46(1980) 28.
- 34 - BRUNELLE. Désalination 32 (1980) 127.
- 35 - Bulletin Technique de DUPONT de NEMOURS.
- 36 - RODIER - L'analyse de l'eau DUNOD 1978.
- 37 - GERMAIN - Traitement des eaux destinées à l'alimentation des chaudières. DUNOD 1976.
- 38 - MORAN - L'eau et l'industrie n° 104 (1986).
- 39 - GOMELLA - Le traitement des eaux EYROLLES , 1978.
- 40 - Mc BAIN - L'eau et l'industrie 58 (1981) 45.
- 41 - Etude du Ministère de l'Hydraulique sur le désalement des eaux. 1981.
- 42 - SCHARFF - Désalination 60 (1986) 117.
- 43 - BERSILLON - ROVEL-AQUA 1 (1986) 10.
- 44 - KAMINSKI - L'eau et l'industrie 35 (1979).

