

WORLD HEALTH ORGANIZATION  
REGIONAL OFFICE FOR EUROPE

WELTGESUNDHEITSORGANISATION  
REGIONALBÜRO FÜR EUROPA



6568  
ORGANISATION MONDIALE DE LA SANTE  
BUREAU RÉGIONAL DE L'EUROPE

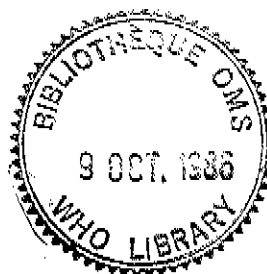
ВСЕМИРНАЯ ОРГАНИЗАЦИЯ ЗДРАВООХРАНЕНИЯ  
ЕВРОПЕЙСКОЕ РЕГИОНАЛЬНОЕ БЮРО

Séminaire-atelier sur les technologies appropriées  
pour l'eau et l'assainissement en zones arides

Rabat, 24-28 novembre 1986

MOR/RUD 001 c01/7  
22 septembre 1986

FRANCAIS SEULEMENT  
NON EDITE



DEMINERALISATION DES EAUX SAUMATRES  
PROGRES RECENTS DANS LES PROCEDES A MEMBRANES

par

Professeur A. van Haute  
Institut de chimie industrielle, Université catholique de Louvain  
Heverlee, Belgique

The issue of this document does not constitute formal publication. It should not be reviewed, abstracted or quoted without the agreement of the World Health Organization Regional Office for Europe. Authors alone are responsible for views expressed in signed articles.

Dieses Dokument erscheint nicht als formelle Veröffentlichung. Es darf nur mit Genehmigung des Regionalbüros für Europa der Weltgesundheitsorganisation besprochen, in Kurzfassung gebracht oder zitiert werden. Beiträge, die mit Namensunterschrift erscheinen, geben ausschliesslich die Meinung des Autors wieder.

Ce document ne constitue pas une publication. Il ne doit faire l'objet d'aucun compte rendu ou résumé ni d'aucune citation sans l'autorisation du Bureau régional de l'Europe de l'Organisation Mondiale de la Santé. Les opinions exprimées dans les articles signés n'engagent que leurs auteurs.

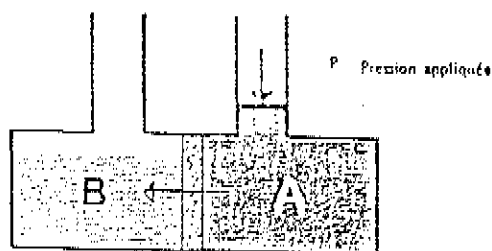
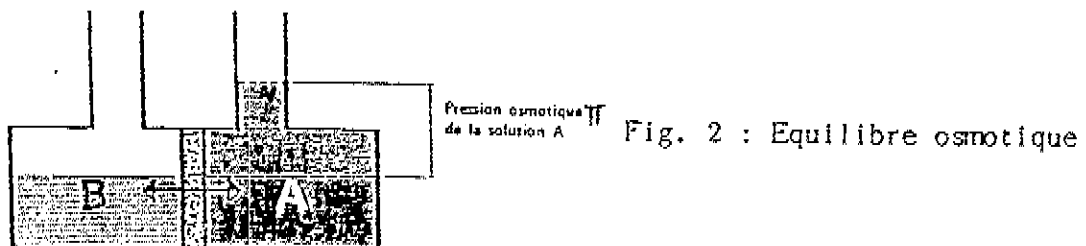
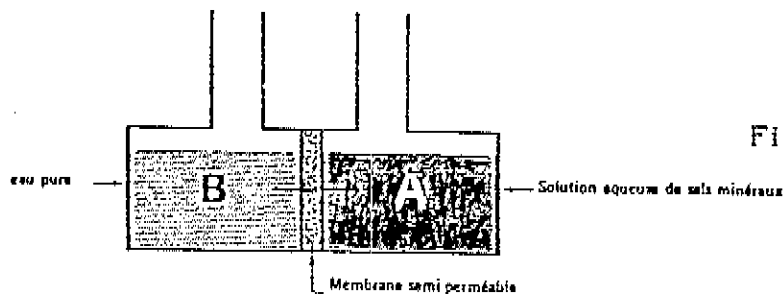
Настоящий документ не является официальной публикацией. Не разрешается рецензировать, аннотировать или цитировать этот документ без согласия Европейского регионального бюро Всемирной организации здравоохранения. Вся ответственность за взгляды, выраженные в подписанных авторами статьях, несут сами авторы.

## 1. OSMOSE INVERSE

### 1.1. PRINCIPES GÉNÉRAUX

L'osmose inverse est née de la constatation de la réversibilité du phénomène d'osmose directe ou naturelle.

Sur la figure n°1 sont représentées une solution aqueuse de sels minéraux (compartiment A) et de l'eau pure (compartiment B). Les 2 compartiments sont séparés par une membrane semi-perméable. L'osmose naturelle ou directe se traduit par un transfert d'eau pure du compartiment B vers le compartiment A. Le niveau s'élève dans le compartiment A jusqu'à ce que la pression engendrée par la colonne de liquide annule le flux d'eau pure : l'équilibre osmotique est atteint et la valeur de cette pression hydrostatique est appelée pression osmotique de la solution A (figure n°2).



Une équation simple relie pression osmotique et concentration :

$$\Pi = \sum n_i RT \quad (1)$$

$\sum n_i$  : somme des molalités de chaque ion en  $\text{mole/m}^3 = \frac{\text{kg/m}^3}{\text{masse molaire}}$

R : constante molaire des gaz parfaits = 8,314 J/ (mole.K)

T : température en K

$\Pi$  : pression osmotique en Pa

Ainsi par exemple, pour une solution de chlorure de sodium à  $3 \text{ kg/m}^3$  (3 g/l) à la température de 290 K (17° celcius) : la masse molaire de chlorure de sodium étant de 0,0585 kg/mole (58,5 g/mole), la molalité est de :

$$\frac{3 \text{ kg/m}^3}{0,0585 \text{ kg/mole}} = 51,3 \text{ mole/m}^3$$

et ce pour chacun des deux ions: chlorure et sodium.

La pression osmotique sera alors :

$$= 2 \times 51,3 \times 8,314 \times 290 = 2,5 \cdot 10^5 \text{ Pa, soit } 2,5 \text{ bar.}$$

Pour une eau de mer qui contient 36 g/l de sel, le calcul donne ainsi une pression osmotique de 27 bar environ.

Si maintenant on applique au-dessus de la solution saline une pression hydrostatique supérieure à sa pression osmotique (figure n°3), on observe un écoulement d'eau pure en sens inverse du précédent, les sels étant retenus par la membrane. Ce phénomène a reçu le nom d'osmose inverse.

L'osmose met en oeuvre des membranes semi-perméables qui laissent passer l'eau alors qu'elles retiennent une grande proportion de tous les éléments minéraux dissous, la plupart des éléments organiques, et près de 100% des matières colloïdales les plus fines (bactéries, virus, silice colloïdale...).

On peut ainsi obtenir, à partir d'une eau saline, une eau à

la salinité désirée (300 à 500 ppm pour une eau potable).

A partir de 1959, LOEB et SOURIRAJAN mirent au point de membranes en acétate de cellulose et jetèrent les bases de l'étude des membranes semi-perméables.

Plusieurs théories existent pour expliquer le transport d'un solvant (eau pure) et d'un soluté (sels) à travers une membrane semi-perméable. Pour les membranes d'osmose inverse, la plus couramment utilisée est celle dite de "solution-diffusion". Selon cette théorie, chaque composant de la solution à traiter se dissout dans la membrane et la traverse.

Les forces qui interviennent sont :

- le gradient de pression
- le gradient de concentration

Les flux d'eau ( $Q_p$ ) et de sel ( $Q_s$ ) à travers les membranes peuvent être exprimés par les équations :

$$Q_p = K_p \cdot \frac{S}{e} (\Delta P - \Delta \pi) \quad (2)$$

$$Q_s = K_s \cdot \frac{S}{e} \cdot \Delta C \quad (3)$$

dans lesquelles :

$K_p, K_s$  : coefficients de perméabilité de la membrane au solvant et au soluté, qui sont influencés par la nature de la membrane et de la température.

$S, e$  : surface, épaisseur de la membrane

$\Delta P, \Delta \pi$  : différences des pressions appliquées et osmotiques de part et d'autre de la membrane

$\Delta C$  : différence de concentration en ions, de part et d'autre de la membrane.

Le débit d'eau à travers la membrane est donc directement proportionnel au gradient de la pression effective, représentée par la différence entre la variation de pression hydraulique et la variation de pression osmotique.

Le débit de sel est directement proportionnel au gradient de concentration à travers la membrane et, pour une membrane et une solution données, sa valeur est indépendante de la pression appliquée. Donc la salinité du perméat diminuera quand la pression augmente, puisque sa valeur est donnée par le rapport des deux équations précédentes :

$$C_p = \frac{Q_s}{Q_p} = \frac{K_s}{K_p} \frac{\Delta C}{(\Delta P - \Delta \pi)} \quad (4)$$

D'autre part la salinité du perméat est pratiquement indépendante de la température de fonctionnement, puisque les coefficients de diffusion de l'eau et du sel sont affectés à peu près de la même façon par une augmentation de la température (3% par degré aux environs de 20°C).

Nous pouvons donc dresser le tableau récapitulatif suivant :

	Débit perméat $Q_p$	Salinité perméat $C_p$
Pression $\nearrow$	$\nearrow$	$\searrow$
Température $\nearrow$	$\nearrow$	$\rightarrow$
Salinité $\nearrow$	$\searrow$	$\nearrow$

On doit également tenir compte d'une concentration de polarisation le long de la paroi de la membrane, surtout à la sortie de l'installation où la saumure peut être très concentrée. En effet, dans une section donnée, la concentration du soluté à la surface de la membrane,  $C_m$ , est différente de celle du soluté dans le liquide à traiter,  $C_e$ . La figure 4 représente la variation de concentration en fonction de la distance à la membrane.

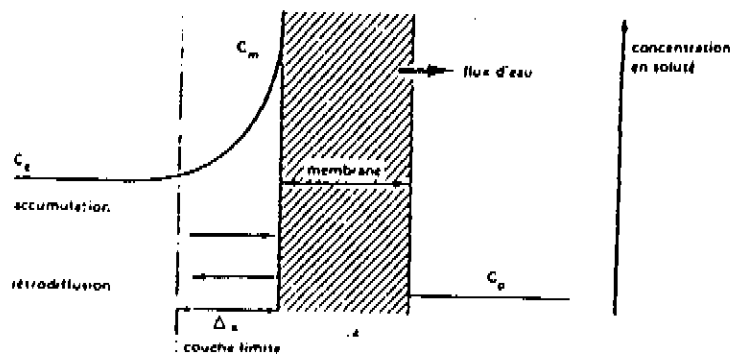


Fig. 4 : Polarisation d'une membrane

On définit le coefficient de polarisation par l'expression :

$$\psi = \frac{C_m}{C_e} \quad (5)$$

avec  $\psi$  = coefficient de polarisation

$C_m$  = concentration au contact de la membrane

$C_e$  = concentration du soluté dans le liquide à traiter.

La polarisation a pour effet de :

- réduire, à pression constante, le débit d'eau produite, puisque l'augmentation de concentration au niveau de la membrane provoque l'augmentation de la pression osmotique, diminuant ainsi la pression effective à travers la membrane;
- obliger à augmenter la pression de travail, si on désire maintenir le débit de l'unité pour une même surface de membrane;
- augmenter le passage de sels, puisque l'augmentation de concentration au niveau de la membrane provoque l'augmentation du gradient de concentration à travers celle-ci;
- augmente les risques de précipitation des sels peu solubles à la surface de la membrane.

Il convient de minimiser ce coefficient de polarisation, en balayant le mieux possible la surface de la membrane, afin d'entraîner dans le rejet de saumure les solutés ou les particules ayant tendance à s'accumuler. Il est donc très important que la vitesse d'alimentation soit suffisamment

élevée (une moyenne de 50 cm/s pour de l'eau saumâtre) afin de favoriser un courant turbulent. Un entartrage éventuel peut être empêché par traitement préliminaire.

La tendance à la compaction des pores des membranes est un problème supplémentaire. L'importance de cette compaction est liée à la nature de la membrane (type de polymère utilisé), à la pression de fonctionnement et à la température.

## 1.2. MEMBRANES ET MODULES

### 2.a. Membranes

Les membranes d'osmose inverse sont dites "asymétriques" car la face en contact avec l'eau à dessaler est dense (pores inférieures à 10 nm) et extrêmement fine (épaisseur moins de 0,25µm). Elle est appelée "couche active" et constitue la barrière aux sels, tout en présentant une certaine perméabilité à l'eau. La partie la plus épaisse (100µm) de la membrane constitue la "couche support" perméable (55% de pores d'une moyenne de 100 nm), n'assurant que la résistance mécanique.

Actuellement, les plus répandues sont :

- les membranes en acétate de cellulose (mélange de mono- di- et triacétate): elles peuvent être dégradées biologiquement, mais en revanche acceptent la présence de chlore. Elles travaillent dans une gamme de pH relativement restreinte, de 4 à 7; les membranes en acétate de cellulose sont surtout employées pour dessaler une eau saumâtre étant donné que leur rejet en sel n'est pas suffisamment élevé pour dessaler une eau de mer.
- les membranes en polyamide aromatique : insensibles à l'hydrolyse bactérienne, mais le contact avec les oxydants doit être évité; elles acceptent des pH de 4 à 11. Ainsi Du Pont a fabriqué en premier lieu des modules Permasep B<sub>9</sub> avec un rejet de sel de plus de 90%, qui ne pouvaient donc être employés que pour dessaler une eau saumâtre; plus tard, les modules Permasep B<sub>10</sub>, avec un rejet de plus de 98,5% étaient destinés à dessaler une eau de mer.
- et plus récemment, les composites caractérisées par leur couche active très mince (0,04 à 0,1 µm) permettant des flux élevés; la

gamme de pH acceptés est large: de 2 à 11. Elles sont caractérisées par une couche support de matière (polysulfonique) différente de la couche active (polyéther/amide ou urée), d'où l'appellation de "composite".

En 1980 les membranes composites ne représentaient que à peu près 2% de la production totale des membranes. Ce pourcentage est maintenant (1986) monté à 15%. Au début elles étaient employées pour dessaler une eau de mer mais récemment aussi pour le désalement d'une eau saumâtre à basse pression.

De par leur nature organique, les membranes sont très sensibles à la température: quand elle augmente, le débit s'accroît, mais la perte de débit, liée au temps de fonctionnement (compaction) devient prépondérante. Dans la pratique, la température maximale acceptable se situe aux environs de 40°C et de 50°C pour certaines membranes composites.

## 2.b. Modules

Les modules se répartissent en 4 principaux groupes dont les deux derniers sont les plus importants pour le dessalement :

- les membranes planes, enrobant des plateaux en matière plastique, qui sont disposés comme dans des filtres-presses classiques. Les coûts d'investissement sont assez élevés et le volume mort, peu important, qu'elles présentent, les expose à de grandes pertes de charge et à des risques de colmatage;
- les membranes tubulaires sont fixées sur la face interne d'un cylindre support poreux, lui-même à l'intérieur d'un support rigide percé de trous, permettant de résister à la pression de fonctionnement. En opération, l'eau à traiter circule à l'intérieur du tube, le perméat étant récupéré à l'extérieur. Les grandes vitesses permises destinent ce module au traitement d'effluents chargés en matières en suspension et à viscosité élevée.
- pour les modules à enroulement spiral (fig 5), les unités de production sont construites au départ de deux feuilles de membranes placées en forme de "sandwich" avec à l'intérieur un support très poreux mais incompressible (ca. 1 mm d'épaisseur), par exemple en tissu de nylon. A une extrémité de ce "sandwich",

les membranes sont collées sur un tube collecteur de perméat. Les côtés longitudinaux et l'autre extrémité des membranes sont également imperméabilisés afin que le support soit complètement enfermé. Le "sandwich" est alors enroulé sur le tube central en même temps qu'une grille ouverte afin de séparer chacune des surfaces de membrane contigües qui autrement se toucheraient.

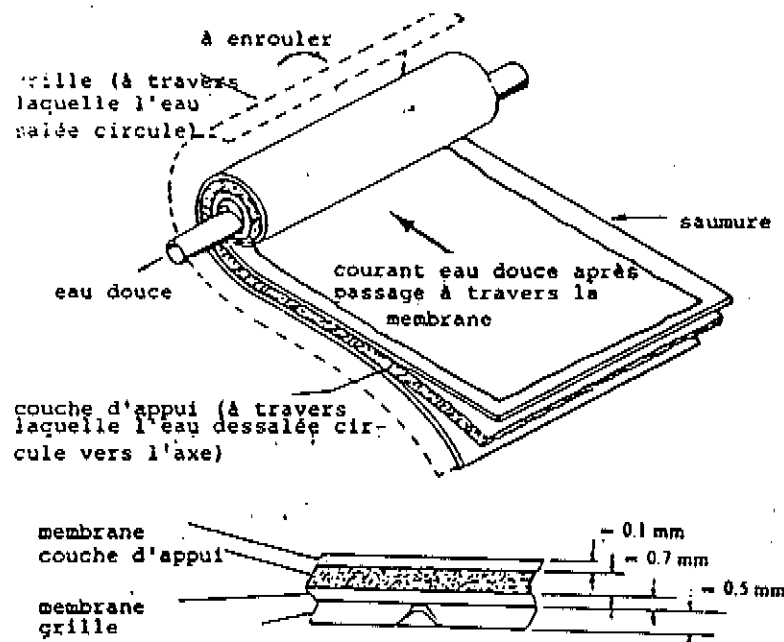


Fig. 5 : Membranes à enroulement spiral

Cette unité cylindrique (d'environ 30 cm de diamètre) est alors placée dans un corps de pression adéquat. L'eau salée passe à travers la grille ouverte parallèlement à l'axe; une partie de l'eau passe à travers les membranes et est transportée par l'intermédiaire du support poreux vers le tube collecteur du perméat. Un tel module à enroulement spiral est très compact, ayant jusqu'à 300 à 1000 m<sup>2</sup> de surface de membrane par m<sup>3</sup> de volume.

- les membranes à fibres creuses (fig 6) caractérisées par leur faible diamètre (environ 40 µm intérieur et 100 µm extérieur). Leur compacité est donc remarquable, par exemple : 160 m<sup>2</sup> pour 800.000 fibres dans un module de 10 cm de diamètre et de 1 m de longueur. Les fibres d'osmose, disposées longitudinalement, sont balayées par l'eau à traiter circulant du centre vers la périphérie du module. Le perméat, circulant à l'intérieur des fibres, est collecté à une extrémité et le concentrat rejeté à l'autre. A l'opposé des avantages liés à sa capacité, cette configuration accroît la sensibilité aux accumulations de dépôts

de toutes origines.

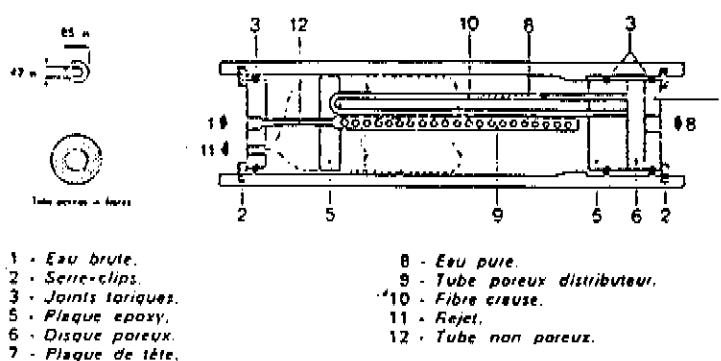


Fig. 6 : Module à fibres creuses

La pression qui doit être appliquée, dépend de la pression osmotique, de la résistance de la membrane, du débit requis et de la température; ainsi

pression à 25°C	faible	moyenne	elevée
bar	12-14	26-28	50-70
salinité	2	6	40-50

### 2.c. Tendances actuelles

Il semble que les principales tendances de l'évolution du marché de l'osmose inverse en matière de dessalement sont :

- concernant le dessalement des eaux saumâtres

(1 à 10 g/l), une certaine stabilisation du marché où la part de l'osmose inverse est de plus de 80%, mais reste basée sur les mêmes types de modules :

- \* module spiral en acétate de cellulose
- \* module fibre creuse en polyamide aromatique

Ceci ne veut pas dire que les études et recherches concernant de nouvelles générations de membranes et des modules sont au point mort. Toutefois, les nouveaux produits apparaissent seulement sur le marché, laissant espérer :

- \* soit des gains d'énergie au m<sup>3</sup> produit : membranes (polyamides ou composites) dites à basses pressions (15 à 18 bar); elles permettent d'économiser jusqu'à 40% d'énergie tout en assurant une bonne perméabilité et un bon rejet de sels à cette pression réduite.

\* soit des gains de productivité : membranes composites non cellulosiques, ayant également l'intérêt de bonne résistance chimique, et permettant de travailler à des températures allant jusqu'à 50°C.

Aussi, sur le terrain la principale constatation qui a pu être faite est que l'osmose inverse était bien devenu un outil fiable y compris pour les grosses stations d'eau potable, même dans les conditions d'exploitation difficiles, comme celles rencontrées dans les pays de la zone aride du globe.

- concernant le dessalement de l'eau de mer, un développement très rapide, en effet, alors que jusqu'en 1980 l'osmose inverse était limitée aux petites installations; on constate depuis une compétitivité de l'osmose inverse vis-à-vis des procédés de dessalement par distillation se traduisant par la signature de plusieurs contrats pour les unités de débit allant de 1000 à 12000 m<sup>3</sup>/j et même très récemment la possibilité pour l'osmose inverse de concurrencer efficacement la distillation flash sur les unités de 50.000 m<sup>3</sup>/j.

### 1.3. CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT

#### 3.a. Paramètres de fonctionnement

Le schéma de base (fig 7) consiste à mettre en série une pompe haute pression et un module : l'eau pure traverse la membrane tandis que le rejet concentré est évacué en continu par l'intermédiaire d'une vanne de détente.

Deux paramètres principaux permettent de suivre le fonctionnement d'une installation d'osmose inverse:

- la conversion (Y), rapport du débit de perméat (Q<sub>p</sub>) sur le débit en alimentation du module (Q<sub>A</sub>) :

$$Y (\%) = 100 \frac{Q_p}{Q_A} \quad (6)$$

- le passage de sels (PS), indicatif de la perméabilité aux sels de la membrane. Il est égal au rapport entre la salinité du perméat (C<sub>p</sub>) sur la salinité de l'eau d'alimentation (C<sub>A</sub>) :

$$PS (\%) = 100 \frac{C_P}{C_A} \quad (7)$$

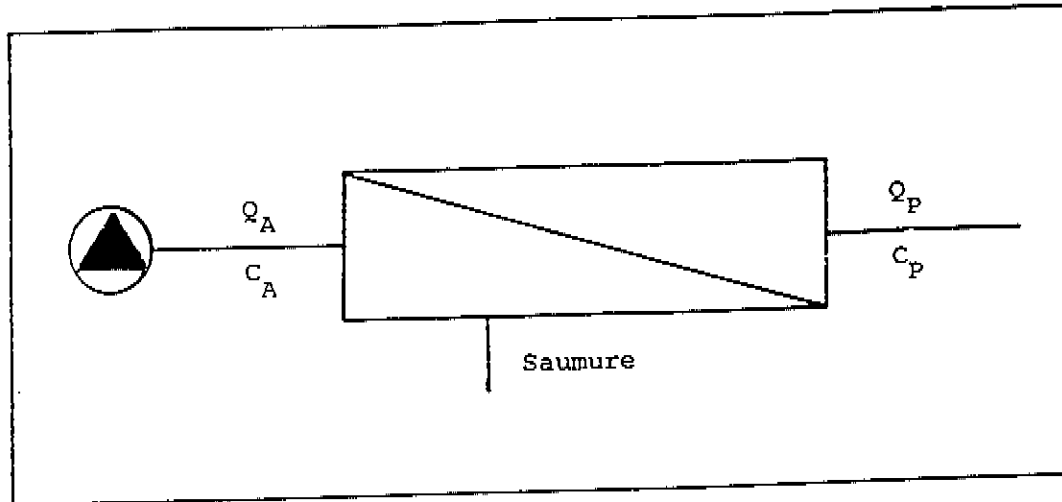


Fig. 7 : Schema de Principe : paramètres de fonctionnement

### 3.b. Modes de mise en oeuvre

Dans la pratique, une unité d'osmose inverse consiste en une juxtaposition de modules élémentaires selon une géométrie déterminée. Ceci conduit à une grande facilité d'extrapolation et d'adaptation des unités à la diversité des traitements.

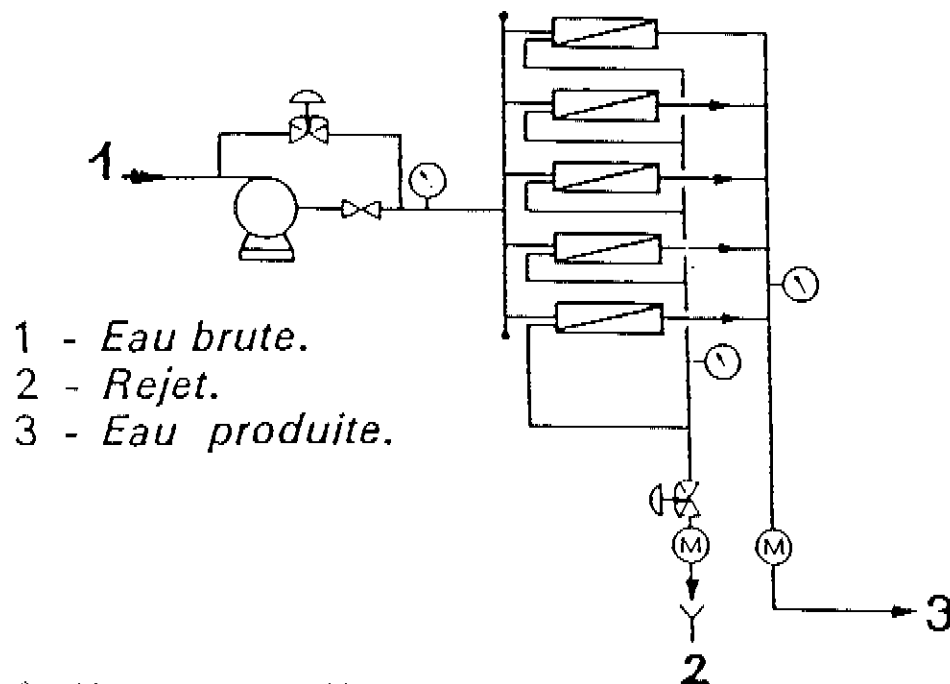


Fig. 8 : Montage en parallèle

Le schéma de montage le plus simple est un montage en parallèle. Tous les modules travaillent dans les mêmes conditions de pression et de conversion. Ce système (fig 8) est utilisé pour la plupart des unités de faible capacité. Deux manomètres, situés en amont et en aval des modules, permettent de contrôler en permanence la perte de charge à l'intérieur du système. Deux débitmètres (M), sur l'eau traitée et sur le rejet, visualisent la conversion qui est réglée par une vanne de régulation.

Mais, la quantité de la ressource en eau, ainsi que le site lui-même (le moins de rejet possible faute d'exutoire) peut pousser le concepteur et l'exploitant à obtenir le maximum d'eau possible à partir de la ressource. On recherchera alors une conversion maximum. Dans ce but on utilise une disposition des modules en série (fig 9) : le rejet du 1er étage alimente les modules du second étage. Un tel système, habituellement appelé montage en "série rejet" atteint aisément des conversions de 70 à 90% (série de 2 ou 3 étages). Le nombre de modules diminue graduellement dans les étages successifs: de ce fait, la diminution du débit et donc de la vitesse d'alimentation est non seulement compensée mais la vitesse est augmentée pour contrecarrer l'influence néfaste de la croissance de la teneur en sels au fur et à mesure que l'eau s'écoule plus loin dans l'unité d'osmose inverse.

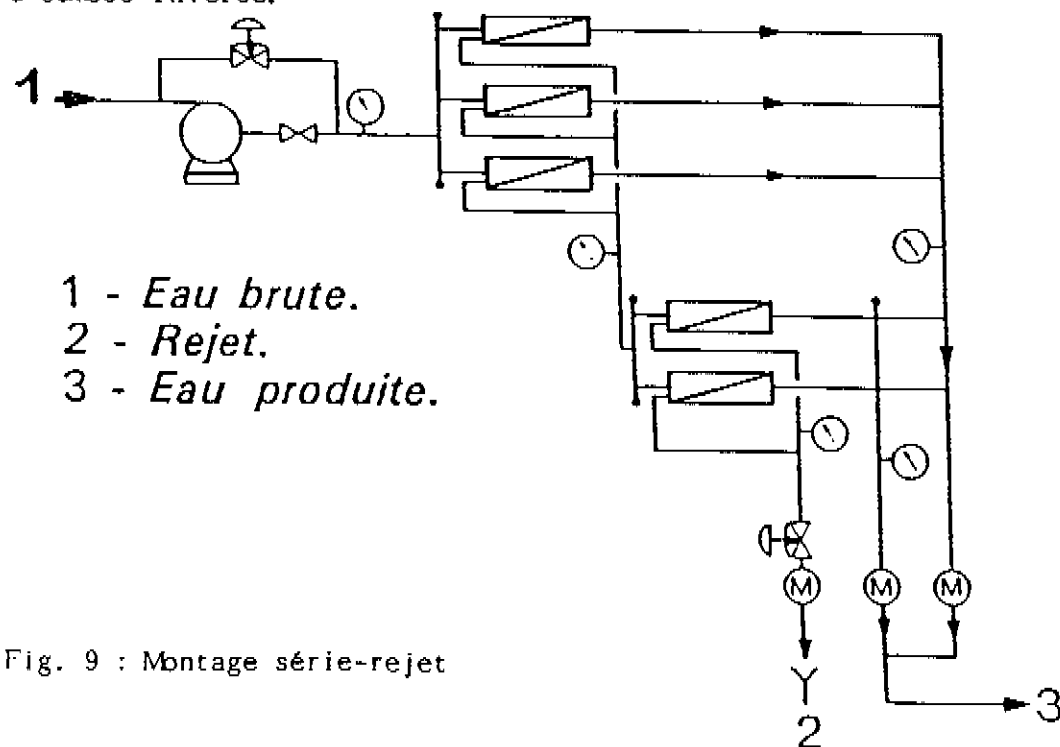


Fig. 9 : Montage série-rejet

Par contre, si la quantité de la ressource ne pose pas de problème, mais si la qualité du perméat doit être particulièrement bonne, on devra s'orienter vers les taux de conversion moyens, au moyen d'un arrangement de modules en série en deux étapes, dans lequel le perméat d'un module est repris comme entrée du module suivant. On parle alors de "série production". Le rejet de la seconde étape, peu concentré, est recyclé en tête de l'installation, diluant quelque peu, de ce fait, l'eau d'alimentation.

Contrairement à d'autres types d'installations de dessalement, l'osmose inverse ne demande pas une main d'oeuvre considérable. En effet, l'exploitation des organes électromécaniques est simple, seules les pompes haute pression ainsi que les appareillages d'automatisme: pH-mètre, résistivimètre, débitmètre... demandent une maintenance régulière.

Par contre il est nécessaire de s'organiser pour pouvoir réagir rapidement lorsqu'un dérèglement apparaît. Ceci demande donc que soit établi régulièrement le tableau de bord de l'unité (à partir des instruments de mesure), qu'une personne compétente reçoive celui-ci régulièrement (une fois par jour si possible et une fois tous les deux jours au maximum), afin qu'elle puisse prendre les décisions adaptées. Avec les moyens modernes de communication, on peut très bien concevoir que cette personne soit basée à 100 ou 200 km et qu'elle surveille 3 ou 4 unités différentes.

### 3.c. Prétraitement, entretien

Un prétraitement est souvent nécessaire afin de pouvoir fournir, de manière permanente, une eau compatible avec le bon fonctionnement des modules choisis. En effet, les membranes d'osmose inverse sont susceptibles de se boucher pour l'une au moins des raisons suivantes :

- La concentration dans le rejet de tous les sels de l'eau brute devient telle, que certaines espèces précipitent, donnant lieu à un entartrage. Parmi les plus fréquentes on citera  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaSO}_4$ . Ce problème est d'autant plus aigu que l'on veut atteindre des

conversions importantes. Ainsi, pour un taux de récupération global de l'eau à 90%, on impose une augmentation de concentration de tous les sel par un facteur 10.

- La présence de substances colloïdales (p.ex. silice colloïdale) ou de particules est responsable d'occlusion ou de résistance à la filtration, nécessitant alors une montée de pression, donc une consommation d'énergie supplémentaire.

Les techniques de prétraitement appliquées pour éviter ces problèmes vont donc être adaptées à la qualité de l'eau brute et à la conversion visée. Les techniques peuvent être :

- adoucissement par précipitation chimique ou échange d'ion par résine, désiliciage par addition d'un aluminat de sodium, décarbonation par vaccination acide ( $\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{CO}_2$ ), ainsi qu'une injection de polyphosphate pour éviter tout dépôt de carbonate et de sulfate de calcium le long des membranes

- floculation-decantation suivi d'une filtration sur sable et, ultime sécurité, des filtres à cartouches de porosité 5  $\mu\text{m}$ .

Mais malgré les soins apportés à l'opération du prétraitement un lavage périodique des modules reste nécessaire quand les critères de salissure recommandés par le constructeur (normalement variation de la perte de charge du module, du passage de sel ou du débit) sont atteints. La fréquence de lavage (p.ex. par le cycle suivant: acide critique, détergent, formol-) est généralement de 2 nettoyages par an.

La durée de vie des membranes est de l'ordre de 3 à 6 ans.

#### 1.4. CONSOMMATION D'ENERGIE ET EVALUATION DES COUTS

##### 4.a. Consommation d'énergie

La consommation d'énergie dépendra essentiellement de la pression appliquée à l'alimentation et de la conversion, ces deux paramètres étant déterminés à partir de la salinité de l'eau brute et de la qualité de l'eau désirée en production.

La puissance fournie est égale à :

$$P_{kW} = Q_A \times \frac{P}{36,7 R} \quad (8)$$

avec

$P_{kW}$  : puissance du pompage en kW

$Q_A$  : débit de la pompe en  $m^3/h$

$P$  : pression appliquée en bar

$R$  : rendement du moteur et de la pompe

Le débit d'alimentation ( $Q_A$ ) est lié au débit produit ( $Q_P$ ) et à la conversion ( $Y$ ) par l'équation (6)

L'énergie dépensée, ramenée au  $m^3$  d'eau douce produite est alors

$$W = \frac{P_{kW}}{Q_P} = \frac{P_{kW}}{36,7 \times R \times Y} \quad (9)$$

$W$  en  $kWh/m^3$

Avec les eaux saumâtres, pour une salinité à 10 g/l, la conversion peut varier dans une large mesure, en général de 70 à 90%.

Pour situer l'ordre de grandeur pour une station de 20.000  $m^3$ /jour, traitant une eau à 1,5 g/l de salinité, sous une pression de 28 bar et une conversion de 75%, on aura environ 1  $kWh/m^3$  utilisé par les pompes haute pression.

Dans le domaine des eaux de mer, il est plus aisé de cerner ces consommations, car les différents paramètres cités plus haut sont moins variables : la salinité va de 34 g/kg pour l'Océan Pacifique, à 43 g/kg pour la Mer Rouge ou le Golfe Arabique. La conversion, limitée par la salinité, se trouve le plus souvent dans la gamme des 35 à 49%.

Par contre, le facteur primordial est la possibilité d'installer une récupération d'énergie : en effet, la pression appliquée, de 55 à 80 bar est en fait dissipée en grande partie au rejet de l'osmose.

Une turbine, placée sur ce rejet, permet de récupérer

environ 30% de l'énergie fournie à l'alimentation.

Compte-tenu des coûts d'investissement dus à la turbine et au plus faible rendement des pompes de petite taille, la récupération d'énergie n'est intéressante que pour des stations produisant plus de 10.000 m<sup>3</sup>/j, non équipée de récupération d'énergie, la consommation se situe entre 8 à 10 kWh/m<sup>3</sup> produit. Elle monte de 10 à 12 kWh/m<sup>3</sup> pour une station petite taille telle qu'aux environs de 300 m<sup>3</sup>/j.

Ces mêmes installations, équipées d'une récupération d'énergie, verront leur consommation descendre de 6 à 8 kWh/m<sup>3</sup> pour une grande station et 7,5 à 9 kWh/m<sup>3</sup> pour une petite.

#### 4.b. Coûts

Pour une unité traitant de l'eau saumâtre (1 à 10 g/l), les coûts d'investissement, à l'exclusion du Génie Civil, pourront varier de 2500 FF/m<sup>3</sup>/j pour une installation de grande capacité (production supérieure à 10.000 m<sup>3</sup>/j), avec un prétraitement simple, jusqu'à 6000 FF/m<sup>3</sup>/j pour une petite installation (de l'ordre de 300 m<sup>3</sup>/j produit), ou une installation importante intégrant un prétraitement sophistiqué.

Pour une osmose inverse traitant l'eau de mer, les coûts peuvent s'échelonner de 8000 FF/m<sup>3</sup>/j pour une grande installation de 10.000 m<sup>3</sup>/j et plus, jusqu'à 14.000 FF/m<sup>3</sup>/j pour une petite.

Les coûts d'opération sont très variables et directement affectés par le prix de l'énergie, des réactifs chimiques, de l'importance du remplacement des membranes et autres pièces de rechange et du coût du personnel d'exploitation.

On aura ainsi, par exemple, pour une station sur eau saumâtre de 20.000 m<sup>3</sup>/j, la répartition suivante :

Energie	50%
Réactifs	11%
Main-d'oeuvre	17%
Maintenance et pièces de rechange	9%
Remplacement des membranes	17%
	100%

Pour une telle installation, les coûts d'opération peuvent être estimés à 1,50 FF/m<sup>3</sup>. Pour une installation de petite taille on pourrait arriver à un coût d'opération de 2,00 FF/m<sup>3</sup>.

Sur eau de mer, les coûts énergétiques deviennent prépondérants, de l'ordre de 80%, si la station est équipée d'une récupération d'énergie, 90% si elle ne l'est pas. Les coûts d'opération se situent alors aux environs de 4,00 FF/m<sup>3</sup> avec récupération et 6,00 FF sans. Une installation de petite taille (300 m<sup>3</sup>/j) verra ce coût passer à 10,00 FF/m<sup>3</sup> environ.

#### 1.5. AVANTAGES ET INCONVENIENTS

Une raison essentielle pour laquelle le phénomène d'osmose inverse a depuis 1960, tant attiré l'attention dans la recherche du dessalement, est la faible utilisation d'énergie par m<sup>3</sup> d'eau douce par rapport aux autres procédés. Les besoins énergétiques des procédés de dessalement se chiffrent en effet à :

distillation flash	30 kWh/m <sup>3</sup>
distillation compression des vapeurs	19 kWh/m <sup>3</sup>
électrodialyse - eau de mer - (120 m <sup>3</sup> /j)	16,2 kWh/m <sup>3</sup>
osmose inverse - eau de mer - (100 m <sup>3</sup> /j)	13 kWh/m <sup>3</sup>
	(30% conversion)
osmose inverse - eau saumâtre - (2000 m <sup>3</sup> /j)	1,5 à 2,5 kWh/m <sup>3</sup>
	(90% conversion)

Outre les économies d'énergie, l'osmose inverse présente l'avantage d'être un procédé modulaire, donc facilement extrapolable à partir de stations de petite taille. Il suffit d'ajouter plusieurs éléments en parallèle pour augmenter le débit de l'installation. Les tailles des unités de production varient

énormément, comme en témoigne le tableau suivant:

Site de production	Capacité de production (m <sup>3</sup> /h) eau osmosée	Salinités d'entrée de sortie (mg/l)	Utilisation de l'eau traitée
Yuma, Arizona USA	15.200	3200-283	Irrigation
Salbukh, Arabie Saoudite	1900	1470-67	Eau potable après mélange
Florida Keys, Fla	475	38.000-500	Eau potable

Actuellement le volume mondial traité par osmose inverse est de l'ordre de 2 millions de m<sup>3</sup>/j, ce qui correspond à 25% du total de l'eau dessalée.

Les performances de l'osmose inverse sont pratiquement indépendantes des variations de salinité, même importantes. Par exemple, une eau contenant 1 g/l de sel a une pression osmotique d'environ 0,7 bar. Une augmentation de salinité de 50% fait croître cette pression osmotique aux environs de 1 bar. Si la pression appliquée est de l'ordre de 28 bar, le débit d'eau purifiée sera proportionnel à  $28 - 0,7 = 27,3$  ou  $28 - 1 = 27$ ; le débit ne varie donc que de 1,5%.

La consommation d'énergie reste, elle aussi pratiquement constante. Ce n'est évidemment pas le cas pour l'électrodialyse pour laquelle les capacités d'une installation sont calculées en général au plus juste et il faudrait prévoir un surdimensionnement très onéreux pour pouvoir supporter de telles variations.

L'osmose inverse extrait de l'eau; toutes les matières ne traversant pas les membranes sont évacuées par l'effluent, c'est-à-dire non seulement les ions, mais les autres matières en solution, y compris les matières organiques, ainsi que les suspensions les plus fines. Ainsi un avantage de l'osmose inverse, du point de vue sanitaire, est qu'elle permet d'éliminer

radicalement les virus et les composés cancérigènes (qui sont des colloïdes).

Le fonctionnement de l'osmose inverse est continu et l'automatisation complète d'une chaîne est extrêmement simple, en particulier grâce à l'absence de toute séquence de régénération.

Un inconvénient majeur de l'osmose inverse est qu'elle nécessite un prétraitement assez complet, donc coûteux, pour certaines eaux, afin d'éviter une destruction prématurée des membranes ou leur encrassement.

## II. ELECTRODIALYSE

### II.1. PRINCIPES ET MEMBRANES

#### 1.a. Principe général

L'électrodialyse est un procédé de dessalement, datant des années 1950, qui consiste à éliminer les sels dissous dans les eaux salines par migration à travers les membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique.

L'électrodialyse utilise des membranes présentant une perméabilité sélective vis-à-vis des anions et des cations. La figure 10a illustre le principe de fonctionnement d'un électrodialyseur. Des compartiments (1) et (2) sont délimités par des membranes alternativement anioniques et cationiques. Comme leur nom l'indique, les premières ne se laissent franchir que par les anions, les secondes que par les cations. Les cations, allant dans le sens du courant électrique, peuvent sortir du compartiment (1) en traversant une membrane cationique, mais ne peuvent quitter le compartiment (2), car ils rencontrent alors une membrane anionique. De même, les anions, qui migrent en sens inverse, peuvent sortir du compartiment (1) à travers une membrane anionique, mais sont emprisonnés dans le compartiment 2. Le compartiment (1) s'appauvrit en sels dissous, c'est un compartiment de déminéralisation. Le compartiment (2) s'enrichit en sels dissous, c'est un compartiment de concentration.

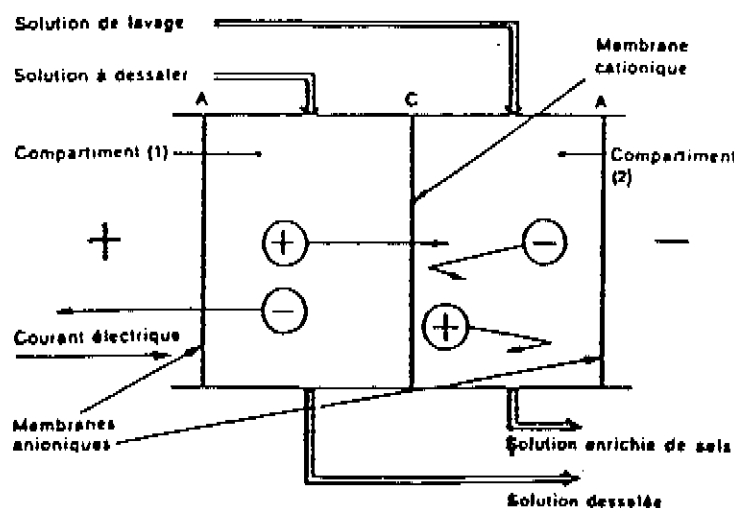


Fig. 10a : Principe de l'électrodialyse

Dans la pratique (figure 10b), un électrodialyseur est constitué d'un grand nombre de compartiments alimentés en série du point de vue électrique et en parallèle du point de vue hydraulique. Un compartiment sur deux est alors un compartiment de déminéralisation, un sur deux un compartiment de concentration, l'ensemble de ces deux compartiments constituant une cellule.

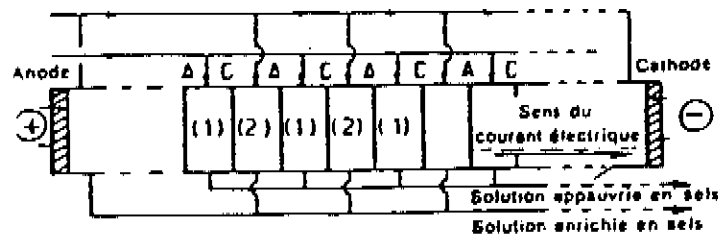


Fig. 10b. Schéma d'un électrodialyseur

On peut ainsi obtenir, à partir d'une eau saline, une eau à la salinité désirée (500 ppm dans la plupart des cas).

### 1.b. Membranes

Les membranes se présentent sous forme de feuille dont l'épaisseur est comprise entre 0,1 et 0,5 mm et dont la surface est comprise entre 0,5 et 1 m<sup>2</sup>. Elles sont plus faciles à réaliser que celles de l'osmose inverse.

On distingue deux grandes familles de membranes :

- les membranes hétérogènes qui sont constituées par des résines échangeuses d'ions mélangées à un liant (chlorure de polyvinyle, polyéthylène,...) et enduites sur une trame (tissu de polyester, polyacrylonitrile,...). Dans la plupart des cas les résines utilisées sont des copolymères styrène-divinylbenzène sur lesquels on a fixé chimiquement un groupement fonctionnel qui est un groupement acide sulfonique ( $-SO_3^-$ ) pour les membranes cationiques et un groupement ammonium quaternaire ( $-NR_3^+$ ) pour les membranes anioniques. Ces membranes présentent généralement

une résistance électrique élevée et sont peu utilisées actuellement.

- les membranes homogènes qui sont obtenues par introduction d'un groupement fonctionnel sur un support inerte. La méthode chimique, la plus fréquente, est mise en oeuvre généralement sur un latex comportant des noyaux aromatiques, tel que, par exemple, un latex de styrène-butadiène. Le latex "fonctionnalisé" est ensuite enduit sur une trame. Le greffage radiochimique, moins utilisé, comporte généralement le greffage d'un composé aromatique sur un support inerte (polyéthylène, polytétrafluoréthylène,...) suivi de la fonctionnalisation du noyau aromatique.

Que les membranes soient homogènes ou hétérogènes, elles doivent, pour être utilisées avec succès en électrodialyse, posséder les qualités suivantes :

- très grande sélectivité ionique
- faible résistance électrique
- bonne résistance mécanique

La sélectivité est l'une des propriétés fondamentales d'une membrane échangeuse d'ions. Elle est caractérisée par la valeur du nombre de transport de l'ion mobile ou contre-ion dans la membrane ( $t_m$ ); on appelle contre-ion l'ion qui normalement doit traverser la membrane et co-ion l'ion qui doit être arrêté par cette membrane. Par définition, ce nombre de transport, qui est la fraction de courant transportée par les ions de ce type à travers la membrane, pour une membrane parfaitement sélective est égal à l'unité. On préfère mesurer l'augmentation du nombre de transport dans la membrane par rapport au nombre de transport en solution ( $t_s$ ), et l'on définit la sélectivité par

$$s = \frac{t_m - t_s}{1 - t_s} \quad (10)$$

Une sélectivité égale à 1 correspond à  $t_m = 1$ , c'est à dire à une membrane parfaite.

Les bonnes membranes ont aujourd'hui une sélectivité de 90% et plus en milieu NaCl ou KCl à une concentration de 0,1

mole/litre. Cette sélectivité diminue quand la concentration de l'électrolyte environnant augmente du fait de la pénétration d'ions de signes opposés aux contre-ions: anions dans une membrane cationique, cations dans une membrane anionique.

Les principales limites d'emploi des membranes sont la tenue à l'oxydation et à la température. Ces limites concernent essentiellement les membranes anioniques, du fait de la présence des groupements ammonium quaternaire. Il est déconseillé de les mettre à des températures dépassant 60°C, et il est interdit de les mettre en contact avec du chlore libre.

### 1.c. Polarisation

L'électrodialyse est également soumise à des phénomènes de polarisation.

Considérons, par exemple, un compartiment de déminéralisation. Le flux des cations approchant de la membrane vaut :

$$F_{c,s}^+ = \frac{I \times t_s^+}{F} \quad (11a)$$

où  $F_{c,s}^+$  : flux de cations en solution vers la membrane en équivalent/seconde

I : intensité du courant en Ampères

F : constante de Faraday

le flux des cations traversant la membrane vaut :

$$F_{c,m}^+ = \frac{I \times t_m^+}{F} \quad (11b)$$

Etant donné que le nombre de transport de l'ion en solution est très nettement inférieur à celui de l'ion dans la membrane qui est voisin de 1,  $F_{c,m}^+$  est nettement plus grand que  $F_{c,s}^+$ . Il en résulte un appauvrissement de la solution au voisinage de la membrane (fig 11). L'appauvrissement dans cette zone, égal à la différence des flux  $F_{c,m}^+ - F_{c,s}^+$ , est équilibré par un apport

d'ions par diffusion, d'où le nom de couche de diffusion donné à la zone appauvrie. Donc, en régime stationnaire :

$$D \frac{(C_s^+ - C_{s,m}^+)}{\delta} = (t_m^+ - t_s^+) \frac{I}{F} \quad (12)$$

terme de diffusion = différence des flux

où  $D$  = coefficient de diffusion des cations

$C_s^+, C_{s,m}^+$  = concentration des cations dans la masse de la solution et à l'interface solution/membrane

$\delta$  = épaisseur de la couche de diffusion

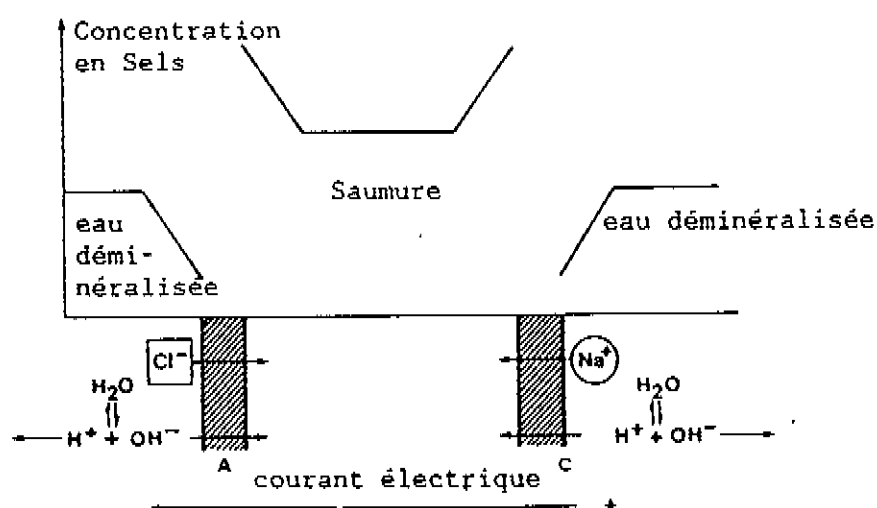


Fig. II : Phénomènes de polarisation pendant l'électrodialyse  
A,C : Membrane anionique, cationique

L'établissement de ce gradient de concentration constitue la polarisation en électrodialyse. Cette polarisation est totale quand la concentration  $C_{s,m}^+$  à l'interface devient nulle.

Il correspond à l'état de polarisation total un courant limite que l'on peut calculer en écrivant  $C_{s,m}^+ = 0$  dans l'équation (12), d'où :

$$I_{lim} = \frac{D C_s^+ F}{\delta (t_m^+ - t_s^+)} \quad (13)$$

Le courant-limite est donc proportionnel à la concentration. Les

densités de courant-limite dépassent rarement  $40 \text{ mA/cm}^2$ . La concentration de la solution étant plus faible à la sortie qu'à l'entrée, c'est à la sortie que les conditions de polarisation totale s'établiront en premier.

On peut noter qu'un calcul identique à celui effectué sur les cations peut être effectué sur les anions.

En même temps un enrichissement de la concentration en ions a lieu à proximité des membranes en contact avec les compartiments de concentration (fig 11).

Les concentrations en sel à proximité des membranes diffèrent donc de celles existant au milieu des compartiments respectifs. Les conséquences de cette polarisation sont d'une importance capitale :

- a) à cause de la formation de couches de faible concentration en sels près des membranes dans les compartiments de déminéralisation la résistance électrique augmente et donc la consommation d'énergie. Cet effet est surtout sensible quand la concentration initiale de la solution est déjà faible. L'augmentation de cette résistance électrique n'est d'ailleurs pas compensée par la diminution de la résistance électrique due à la présence de couches de concentration plus élevée dans les compartiments voisins.
- b) pour des densités de courant très élevées dépassant le courant-limite, le transport de courant dans les compartiments de déminéralisation devra également être réalisé par les ion  $\text{H}^+$  et  $\text{OH}^-$  de l'eau, d'où diminution du rendement Faraday.
- c) entartrage des membranes du côté des compartiments de concentration quand les produits de solubilité des sels sont dépassés ou à cause de variations locales de pH qui peuvent entraîner des précipitations, en particulier l'hydroxyde de magnésium lorsque ce dernier élément est présent. Cet entartrage augmente la résistance électrique et donc la consommation d'énergie.

## 11.2. MODULES ET CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT

### 2.a. Modules

Un électrodialyseur est donc constitué par un empilement de membranes alternativement anioniques et cationiques, séparées par des compartiments dans lesquelles circulent les solutions salines. Les modules d'électrodialyse peuvent être caractérisés par deux types de compartiments utilisés pour combattre la polarisation :

a) compartiment de forte épaisseur (1 mm) dans lequel on fait circuler les liquides à des vitesses élevées (jusqu'à 70 cm/s) en réalisant un écoulement en labyrinthe ("tortuous path") à l'aide d'espateurs conçus à cette fin; ainsi une turbulence importante se crée à travers toute l'épaisseur du compartiment. Toutefois ce système a l'inconvénient de créer des pertes de charges élevées.

b) dernièrement, compartiment de fine épaisseur (0,3 à 0,4 mm), donc à plus faible résistance électrique, dans lequel on a installé un cadre séparateur constitué par un grillage plastique; à des vitesses de passage inférieures à 10 cm/s un écoulement en nappe ("sheet flow") laminaire est réalisé avec gradient de vitesse élevé à la surface de la membrane, ce qui accroît fortement le transport d'ions et recule les conditions de polarisation ; en plus, la demi-épaisseur du compartiment devenant comparable à celle de la couche de diffusion, l'extraction des ions se produit dans toute l'épaisseur du compartiment. Ce gradient de vitesse élevé est également favorable vis-à-vis de la précipitation de dépôts solides et de ses effets irréversibles.

La différence de potentiel nécessaire théoriquement est de 0,1 à 0,2 Volt (en fonction du rapport des concentrations en sel), mais en pratique il faut des tensions de 1 volt par cellule unitaire afin de surmonter la polarisation et de réaliser un dessalement rapide. En général le nombre de cellules unitaires est compris entre 300 et 800. Il est difficile de dépasser ce nombre pour des considérations pratiques d'assemblage et de maintenance ainsi que pour des problèmes de différence de potentiel électrique limite. Ces cellules unitaires sont serrées

entre deux électrodes par des presses de sorte que la technologie d'un électrodialyseur est proche de celle des filtres-presses (fig 12).

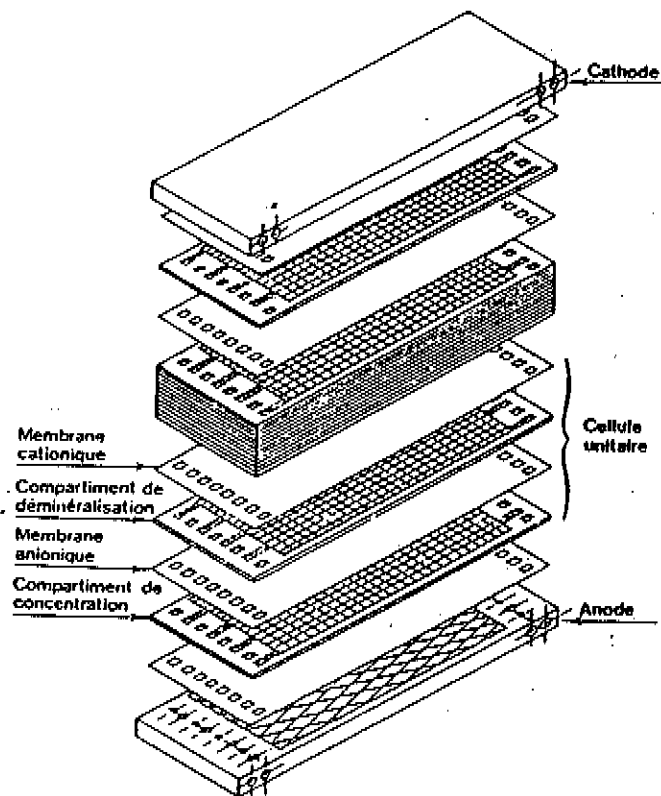


Fig. 12 : Technologie d'un électrodialyseur

Donc, dans le cas le plus simple, un module est équipé de deux électrodes (une anode et une cathode) qui sont placées à chacune des ses extrémités. Mais il est possible, et parfois souhaitable, de placer à l'intérieur du module une ou plusieurs électrodes reliées chacune et alternativement à un pôle positif et négatif (branchement électrique parallèle). Ce système à multi-électrodes est utilisé, soit lorsque le nombre de cellules unitaires est trop élevé, de manière à diminuer la tension électrique aux bornes du module, soit lorsque l'on veut faire travailler plusieurs paquets de membranes à densités de courant différentes, ce qui permet d'améliorer les performances de l'appareil.

Les matériaux constitutifs des électrodes sont, pour l'anode où il y a libération de chlore ou d'oxygène, le titane ou le tantale platiné (1 à 2  $\mu\text{m}$  de platine) et pour la cathode où il y a libération d'hydrogène ou des ions hydroxyle, l'acier

inoxydable. Toutefois dans le cas où l'on veut effectuer des inversions périodiques de polarité (voir II.2.b), les deux électrodes sont constituées de matériaux identiques, par exemple le graphite (coût réduit mais durée de vie relativement limitée) ou mieux le titane platiné.

## 2.b. Prétraitements, entretien, électrodialyse à inversion

L'électrodialyse ne nécessite pas un prétraitement important.

Les matières en suspension doivent être éliminées pour éviter des bouchages de compartiment. Cette élimination est souvent effectuée en deux étapes: préfiltration sur sable, puis filtration sur cartouches aux environs de 50  $\mu\text{m}$ .

L'élimination de matières organiques peut être nécessaire, selon la composition de l'eau brute à traiter. Elle ferait alors appel aux procédés classiques adaptés au cas considéré: floculation, adsorption sur charbon actif,...

La teneur en certains ions doit être maintenue impérativement à une valeur très basse. Le cas le plus important est celui du fer, dont la teneur ne doit pas dépasser 0,3 mg/l. L'élimination du fer est obtenue, de façon classique, par une oxydation généralement à l'air, avant le passage sur les filtres à sable.

Les problèmes posés par les éléments entartrants étaient résolus dans le passé selon deux voies :

- soit élimination partielle préalable
- soit injection permanente d'acide dans le circuit de concentration.

Dans les procédés d'électrodialyse à inversion, commercialisés depuis 1973, ces mesures ne sont généralement plus nécessaires. Dans un tel système le courant électrique est inversé à intervalles réguliers (généralement toutes les vingt à trente minutes). Le courant électrique, après inversion, tend alors à détacher des membranes les dépôts que le courant opposé,

avant l'inversion, y avait formés. Cette inversion électrique transforme les compartiments de déminéralisation en compartiments de concentration et vice-versa. Elle doit donc être accompagnée d'une inversion hydraulique.

Ceci est particulièrement important pour les installations dans des sites éloignés, qui doivent fonctionner dans des régions désertiques. Les produits chimiques sont utilisés seulement pour un lavage périodique, environ une fois par semaine, ne demandant que peu d'acide (p.ex. HCl). On observe d'ailleurs la bonne tenue de ces membranes dans une zone de pH comprise entre 1 et 13. L'absence d'utilisation d'acide en fonctionnement normal réduit aussi les problèmes de corrosion et la maintenance de l'équipement.

Dans des cas extrêmes, il est même possible de démonter un module d'électrodialyse pour effectuer un nettoyage mécanique, ce qui n'est possible en osmose inverse.

La durée de vie de ces membranes se situe aux environs de 5 ans.

Toutefois, avec certaines eaux et lorsque le taux de rejet de la saumure doit être très faible, il convient d'injecter dans celle-ci de très faibles quantités (moins de 10 ppm) d'inhibiteurs de précipitation.

## 2.c. Modes de mise en oeuvre

L'électrodialyse des eaux saumâtres est très généralement mise en oeuvre selon le procédé à passage direct, dans lequel le liquide à déioniser traverse l'appareil en continu, plusieurs étages pouvant être disposés en cascade si le taux de déminéralisation à obtenir l'exige. La concentration de sortie varie avec la concentration d'entrée, mais le procédé est continu et économique.

Exceptionnellement, pour des capacités faibles, inférieures à 500 m<sup>3</sup>/jour environ, on pourrait employer un procédé discontinu, appelé aussi procédé par cuvée, dans lequel l'on fait

recirculer en circuit fermé l'eau saumâtre, pendant une durée variable, à travers le circuit de déminéralisation de l'électrodialyseur jusqu'à ce que ses caractéristiques soient conformes aux normes définies pour le produit final. A ce moment, la cuve de travail est vidée vers la cuve de produit fini, puis remplie par une nouvelle quantité de produit à traiter. L'avantage principal de la recirculation totale est de permettre de conserver une qualité constante au produit fini indépendamment de la qualité du produit à traiter. L'inconvénient principal de ce procédé est la nécessité d'installer des capacités de stockage qui ne sont pas nécessaires à l'ensemble du procédé.

### 11.3. CONSOMMATION D'ENERGIE ET EVALUATION DES COÛTS

#### 3.a. Consommation d'énergie

L'énergie  $W$  (kWh/m<sup>3</sup>) nécessaire pour le dessalement de 1m<sup>3</sup> d'eau aura pour valeur :

$$W = \frac{U \cdot q_f}{1000} \quad (14)$$

avec :  $U$  : différence de potentiel appliquée à chaque cellule unitaire (V)

$q_f$  : quantité d'électricité nécessaire par mètre cube d'eau (Ah/m<sup>3</sup>)

La quantité d'électricité nécessaire pour extraire par électrodialyse  $\Delta N$  (équiv. g/m<sup>3</sup>) d'une eau saumâtre est égale à :

$$q_f = \frac{\Delta N \cdot F}{\eta} \quad (15)$$

avec  $F$  : constante de Faraday = 26,8 Ah/equiv. g

$\eta$  : rendement Faraday

$$\text{d'où } W = \frac{U \cdot \Delta N}{37,3 \eta} \quad (16)$$

La consommation d'énergie est donc directement

proportionnelle à la quantité de sel à éliminer. Aussi la surface nécessaire pour une déminéralisation donnée est directement proportionnelle à la quantité de sel à déplacer. Il en résulte que le procédé d'électrodialyse est particulièrement intéressant pour les eaux de faible salinité.

### 3.b. Coûts

Pour une unité traitant de l'eau saumâtre d'une salinité de 2.500 ppm les coûts d'investissement se montent à 1500 FF/m<sup>3</sup>/j pour une installation de 10.000 m<sup>3</sup>/jour.

Les coûts d'opération sont très variables. La répartition de ces coûts est à peu près la suivante :

Energie	53%
Renouvellement des membranes	28%
Exploitation	19%
	<hr/>
	100%

Pour une installation de 10.000 m<sup>3</sup>/jour les coûts d'opération se chiffrent à 1,70 FF/m<sup>3</sup>.

## II.4. AVANTAGES ET INCONVENIENTS

La taille de l'installation et l'énergie consommée par l'électrodialyse sont à peu près proportionnelles à la quantité de sel à extraire. Pour les eaux de forte salinité, l'électrodialyse, bien que techniquement capable d'effectuer les traitements, ne se place généralement pas favorablement sur le plan économique. C'est pour les eaux saumâtres de faible salinité (1000 à 3000 ppm) qu'elle peut être nettement compétitive. L'efficacité de l'électrodialyse pour les concentrations de sel très faibles est limitée par les phénomènes de polarisation. Il ne sera donc généralement pas avantageux de l'utiliser dans cette zone (en dessous de 1000 ppm). Il se situe ainsi, en général, entre l'échange d'ions et l'osmose inverse comme la figure 13 le montre.

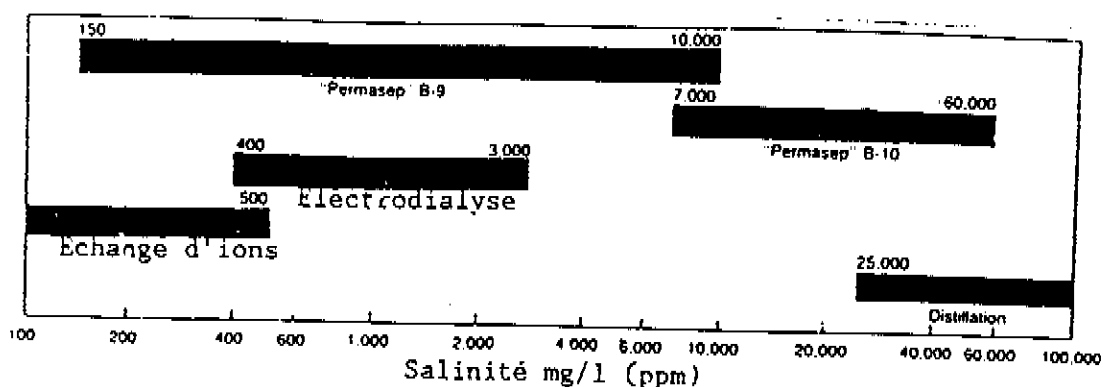


Fig. 13 : Zone normale d'opération des technologies de dessalement

Actuellement l'électrodialyse normale intervient pour 2,3% du total de l'eau dessalée et l'électrodialyse à inversion pour 3,9%

L'électrodialyse présente certains avantages spécifiques par rapport à l'osmose inverse:

	Electrodialyse	Osmose inverse
Température maximale de l'eau d'alimentation	45°C	30 à 35°C
Prétraitement de l'eau	simple filtration 50µm	très important filtration 5µm
Zone de pH d'utilisation de membranes (nettoyage chimique)	1 - 13	Acétate de cellulose 4 - 7 Polyamide 4 - 11
Nettoyage mécanique (démontage du module)	possible	impossible

## Références

1. Van Haute, A., Waterbehandeling (Traitement des Eaux), Antwerpen, Standaard Wetenschappelijke Uitgeverij, 1981.
2. Van Haute, A., Osmose Inverse: Aspects Theoriques, El Djezair, Séminaire OMS sur la technologie appropriée à la déminéralisation de l'eau potable, 14-19 novembre 1981.
3. Rovel, J.M., Osmose Inverse : Exemples, Problèmes de Prétraitement et l'Exploitation, El Djezair, Séminaire OMS sur la technologie appropriée à la déminéralisation de l'eau potable, 14-19 novembre 1981.
4. Bersillon, J.L. et Rovel, J.M., Le dessalement - choix techniques et résultats de production, Aqua, N°1, p. 10-13 (1986).
5. Muylle, R., Desalination Plant Technology Optimisation, Aqua N°1, p. 5-9 (1986).
6. Rovel, J.M., Evolution Récente du Marché du Dessalement: Rôle de l'Osmose Inverse, AIDE-IWSA, Congrès de Monastir, 1984, sujet spécial N°7.
7. Daniel, L., Dessalement par Osmose Inverse, Lyon, Cours I.C.P.I. à l'Ecole de Chimie, 1986.
8. Pickford, J., Developing World: Water, London, Grosvenor Press International, 1985.
9. Maurel, A., Déminéralisation des eaux saumâtres par électrodialyse, El Djezair, Séminaire OMS sur la technologie appropriée à la déminéralisation de l'eau potable, 14-19 novembre 1981.
10. Bonnin, A., Le Dessalement des eaux saumâtres par électrodialyse, Tunis, Journées Techniques Hydroplan, 23-24 octobre 1985.
11. S.R.T.I., Manuel Electrodialyse, 78530 Buc, France, 1986.