

7 1
W H O 8 1

Organisation mondiale de la Santé
Bureau régional de l'Europe
Copenhague



La technologie appropriée de déminéralisation de l'eau potable

Rapport sur un séminaire de l'OMS



1981-1990

71-W41081-2270

L'Organisation mondiale de la santé (OMS), créée en 1948, est une institution spécialisée des Nations Unies à qui incombe, sur le plan international, la responsabilité principale en matière de questions sanitaires et de santé publique. Au sein de l'OMS, les professionnels de la santé de quelque 160 pays échangent des connaissances et des données d'expérience en vue de faire accéder, d'ici l'an 2000, tous les habitants du monde à un niveau de santé qui leur permette de mener une vie socialement et économiquement productive.

Le Bureau régional de l'Europe est l'un des six Bureaux régionaux de l'OMS répartis dans le monde. Chacun de ces Bureaux a son programme propre dont l'orientation dépend des problèmes de santé particuliers des pays qu'il dessert. La Région européenne, qui compte 32 Etats Membres actifs,^a se distingue par le fait qu'elle réunit un grand nombre de pays industrialisés disposant de services médicaux très modernes. Son programme diffère donc de ceux des autres Régions, car il vise plus particulièrement à résoudre les problèmes des sociétés industrielles. Dans la stratégie mise au point par le Bureau régional afin d'atteindre le but de «la santé pour tous d'ici l'an 2000», les activités se subdivisent en trois grandes catégories : promotion de modes de vie favorables à la santé, prévention des maladies et des accidents et organisation de soins adéquats, accessibles et acceptables pour tous.

Ce qui caractérise aussi la Région, c'est sa grande diversité linguistique et les difficultés qui en résultent sur le plan de la communication et de la diffusion de l'information. Les publications du Bureau régional paraissent en quatre langues (allemand, anglais, français et russe) et les droits de traduction en d'autres langues seront volontiers accordés.

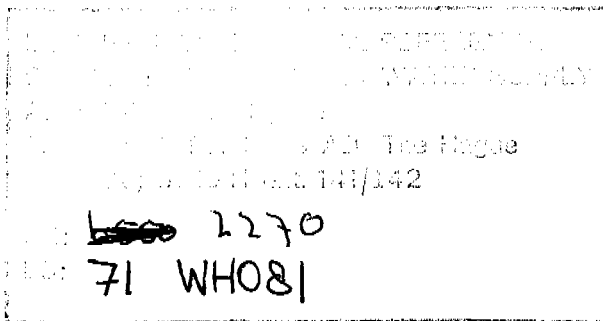
^a Albanie, Allemagne, République fédérale d', Autriche, Belgique, Bulgarie, Danemark, Espagne, Finlande, France, Grèce, Hongrie, Irlande, Islande, Italie, Luxembourg, Malte, Maroc, Monaco, Norvège, Pays-Bas, Pologne, Portugal, République démocratique allemande, Roumanie, Royaume-Uni de Grande-Bretagne et d'Irlande du Nord, Saint-Marin, Suède, Suisse, Tchécoslovaquie, Turquie, Union des Républiques socialistes soviétiques, Yougoslavie.



La technologie appropriée de déminéralisation de l'eau potable

Rapport sur un séminaire de l'OMS

Alger, 14–19 novembre 1981



ALG/EHP 001
ICP/BSM 003

ISBN 92 890 2012 1

© Organisation mondiale de la santé 1985

Les publications de l'Organisation mondiale de la santé bénéficient de la protection prévue par les dispositions du Protocole N° 2 de la Convention universelle pour la Protection du Droit d'Auteur. Pour toute reproduction ou traduction partielle ou intégrale, une autorisation doit être demandée au Bureau régional de l'OMS pour l'Europe, 8 Scherfigsvej, DK-2100 Copenhague Ø, Danemark. Le Bureau régional sera toujours très heureux de recevoir des demandes à cet effet.

Les appellations employées dans ce rapport et la présentation des données qui y figurent n'impliquent de la part du Secrétariat de l'Organisation mondiale de la santé aucune prise de position quant au statut juridique des pays, territoires, villes ou zones, ou de leurs autorités, ni quant au tracé de leurs frontières ou limites.

La mention de firmes et de produits commerciaux n'implique pas que ces firmes et produits commerciaux sont agréés ou recommandés par l'Organisation mondiale de la santé de préférence à d'autres. Sauf erreur ou omission, une majuscule initiale indique qu'il s'agit d'un nom déposé.

Ce rapport exprime les vues collectives des participants à une réunion et ne représente pas nécessairement les décisions ou la politique officiellement adoptées par l'Organisation mondiale de la santé.

IMPRIME AU DANEMARK

TABLE DES MATIERES

	<u>Page</u>
Résumé	1
Introduction	2
Aspects sanitaires de la consommation des eaux	4
Techniques disponibles de déminéralisation des eaux	6
L'osmose inverse	7
L'électrodialyse	10
L'échange d'ions	12
Procédés de précipitation chimique	14
Procédés biologiques	15
Procédés d'évaporation	15
Utilisation des énergies renouvelables pour la déminéralisation des eaux saumâtres	17
Utilisation des techniques de déminéralisation des eaux	21
Comparaison des procédés de déminéralisation des eaux	21
Exploitation des installations de déminéralisation des eaux	25
Gestion rationnelle des ressources en eau potable	27
Conclusions	29
Recommandations	31
Communications et conférences	34

	<u>Page</u>
Annexe 1 Aspects sanitaires de la déminéralisation des eaux de boisson et ses avantages pour la santé . . .	35
Annexe 2 Problèmes de santé liés à l'hyperminéralisation de certaines eaux en Algérie	47
Annexe 3 La coopération technique en matière de défluoration	59
Annexe 4 Osmose inverse : aspects théoriques	65
Annexe 5 Osmose inverse : exemples, problèmes de prétraitement et d'exploitation	83
Annexe 6 Déminéralisation des eaux saumâtres par électrodialyse	97
Annexe 7 L'échange d'ions	117
Annexe 8 Principaux traitements spécifiques, relatifs à certains composés minéraux indésirables	123
Annexe 9 Production d'eau douce par distillation d'eaux salines	144
Annexe 10 L'intérêt de la déminéralisation des eaux de boisson pour la gestion rationnelle des ressources en eau des pays arides	157
Annexe 11 L'expérience algérienne en matière de déminéralisation des eaux	164
Annexe 12 Liste des participants	176

Résumé

Ce séminaire a été consacré aux problèmes liés à la consommation d'eaux de boisson trop minéralisées et aux techniques possibles de déminéralisation de ces eaux.

On a d'abord traité des aspects sanitaires de la consommation des eaux en examinant l'influence sur l'organisme humain des différents éléments contenus dans l'eau, soit du point de vue de leur carence, soit du point de vue de leur excès; un problème de santé essentiel pour la population d'Afrique du Nord, et plus spécialement du Sahara septentrional, est celui de l'absorption quotidienne d'eaux trop minéralisées, notamment en fluor, ce qui est cause de fluorose.

On a ensuite passé en revue les différentes techniques de déminéralisation des eaux, selon des procédés physico-chimiques (osmose inverse ou électrodialyse), chimiques (résines échangeuses d'ions ou précipitation), biologiques et physiques. Chaque procédé a ses avantages et ses inconvénients. Seuls les procédés chimiques ou biologiques sont sélectifs, ce qui signifie qu'ils permettent d'éliminer un ou plusieurs sels nocifs donnés; ils ne peuvent toutefois s'appliquer, en général, qu'à des eaux de faible salinité globale. Les procédés biologiques paraissent très intéressants, mais ils n'en sont encore qu'à leurs débuts. Les autres procédés, physico-chimiques ou physiques, éliminent tous les sels, partiellement (osmose inverse et électrodialyse) ou en totalité (techniques d'évaporation). L'osmose inverse et l'électrodialyse sont très bien adaptées aux eaux dites saumâtres, de salinité globale inférieure à 10 g/l. Au-delà de cette teneur en sel, les procédés d'évaporation doivent être envisagés. Ces procédés semblent, en outre, bien adaptés à leur couplage aux énergies renouvelables, solaire, éolienne ou géothermique.

Ces différents procédés de déminéralisation sont maintenant bien connus. Des milliers d'usines fonctionnent dans le monde, et en Algérie en particulier, d'une manière généralement satisfaisante dans la mesure où le projet a été convenablement conçu et où l'exploitation est correctement menée. Une conclusion s'impose cependant : l'eau déminéralisée coûte cher et il ne faut avoir recours aux techniques de déminéralisation que s'il n'existe aucune autre solution ou s'il se pose un grave problème de santé. Dans ce cas, il est important d'instaurer une politique d'utilisation rationnelle des eaux déminéralisées par l'intermédiaire

d'organismes de gestion de ces eaux et, éventuellement, par le biais d'une double distribution d'eau, l'un des deux réseaux étant réservé à l'eau potable.

Introduction

Un séminaire international sur la technologie appropriée de déminéralisation de l'eau potable a été organisé par l'OMS dans les locaux de l'Institut national d'Agronomie, à Alger, du 14 au 19 novembre 1981. Il a réuni une centaine de médecins, de scientifiques, d'ingénieurs, de fonctionnaires et de responsables industriels des pays d'Afrique du Nord, ainsi qu'une cinquantaine d'observateurs, pour la plupart élèves-ingénieurs ou enseignants de l'Institut national d'Agronomie et de l'Ecole polytechnique nationale d'Alger.

L'objectif principal de ce séminaire était de discuter des problèmes sanitaires qui peuvent résulter de la consommation d'eaux de boisson trop chargées (ou quelquefois insuffisamment chargées) en sels minéraux. En effet, les normes de potabilité de l'eau établies par l'OMS recommandent des concentrations limites maximales (ou, dans certains cas, minimales) pour un certain nombre de sels minéraux se trouvant dans l'eau. La consommation de ces eaux peut donc avoir une influence néfaste, voire dangereuse, sur la santé.

Le deuxième objectif était de faire le point des technologies existantes et disponibles de déminéralisation des eaux, compte tenu du résultat à obtenir. En effet, lorsqu'une eau possède une concentration trop élevée en certain sel nocif, mais a une salinité globale acceptable, il peut être plus rentable de la débarrasser sélectivement de ce sel que de la déminéraliser entièrement, et le choix du bon procédé se pose. Cet aspect du séminaire répondait ainsi à l'objectif d'information des participants et des observateurs, souhaité par les organisateurs.

Enfin, il était intéressant d'examiner dans quelle mesure certains procédés techniques pouvaient être considérés comme des

technologies appropriées^a aux pays d'Afrique du Nord, en particulier grâce à l'utilisation d'énergies renouvelables telles que les énergies solaire, éolienne ou géothermique.

Les cinq journées de ce séminaire ont donc été consacrées : 1) aux questions fondamentales d'impact sur la santé des eaux de boisson trop minéralisées, et ceci plus particulièrement pour les ions dont l'excès de concentration est fréquent dans les eaux souterraines ou superficielles d'Afrique du Nord; 2) à la description et à la comparaison des différentes techniques de déminéralisation des eaux saumâtres ou marines disponibles à l'heure actuelle, une attention particulière étant accordée aux problèmes d'exploitation et d'entretien des installations, ainsi qu'à la gestion des ressources en eau déminéralisée.

Les documents présentés à la réunion par neuf experts internationaux sont joints au présent rapport, qui se bornera donc à faire la synthèse des discussions.

Le Ministre algérien de l'Enseignement et de la Recherche scientifique a ouvert le séminaire en insistant sur le caractère crucial de la question de l'eau et de sa salubrité en Algérie où il est particulièrement important de "récupérer le moindre filet d'eau". Le problème du transfert de technologie des pays

^a Pour mériter ce qualificatif, un procédé technique doit remplir les conditions suivantes :

1) répondre au problème fondamental à résoudre - ce qui est évident, à condition de ne pas se tromper dans l'identification de ce problème fondamental;

2) dans la mesure du possible, faire appel aux ressources locales en hommes, en matériaux et en machines-outils (au niveau du premier investissement, il est difficile de répondre à ce critère en ce qui concerne les installations de déminéralisation; c'est pourquoi ces installations ne peuvent être qualifiées d'appropriées que dans le cas où elles sont indispensables pour résoudre un problème grave et pressant);

3) pouvoir être exploité avec les ressources locales en techniciens qualifiés, sources d'énergie, outillage et pièces de rechange.

industrialisés vers les pays en développement était, a-t-il dit, sa préoccupation quotidienne.

M. E. Giroult, fonctionnaire régional pour la Planification et la gestion en matière de salubrité de l'environnement, représentant le Dr Leo A. Kaprio, Directeur régional de l'OMS pour l'Europe, a posé le problème et rappelé les objectifs du séminaire.

Enfin, M. A. Harkat, Conseiller technique au Ministère algérien de l'Enseignement et de la Recherche scientifique, a été élu président du séminaire, tandis que le Dr H. Galal-Gortchev, spécialiste des Risques de l'Environnement et de la Protection alimentaire au Siège de l'OMS à Genève, était élue vice-présidente et que M. J. Huyghe, ingénieur, spécialiste de la déminéralisation des eaux saumâtres ou marines, était nommé rapporteur.

Aspects sanitaires de la consommation des eaux

Le recueil des normes actuelles de l'OMS pour la qualité des eaux de boisson date des années 1970 et 1971. Il est important que ces normes soient revues et mises à jour périodiquement afin de refléter le progrès des connaissances scientifiques. Un document contenant des recommandations a été publié à cet effet par l'OMS en 1984^a. Deux catégories de substances sont définies :

- celles qui affectent la santé du fait de leur toxicité et pour lesquelles a été déterminée une concentration maximale à ne pas dépasser;
- celles qui interviennent dans la qualité de l'eau (saveur, odeur, couleur, etc.), pour lesquelles les critères de jugement sont souvent subjectifs, mais dont la trop forte concentration pourrait nuire à la santé.

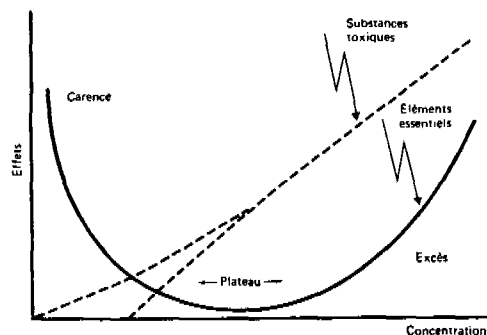
Ce nouveau document donnera des justifications scientifiques des limites proposées afin que les recommandations soient correctement interprétées et suivies. Il appartiendra aux différents pays, à partir de ces recommandations, d'établir leurs propres normes nationales en fonction de leur situation et de leurs conditions particulières.

^a Guidelines for Drinking-Water Quality, Vol.1 : Recommendations. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1984 (français sous presse).

La question de l'influence des eaux dessalées sur la santé a, par ailleurs, déjà été traitée dans un document de l'OMS.^a

L'influence sur la santé des différents éléments que l'on peut trouver dans l'eau sous forme de cations ou d'anions a été évoquée par le Dr H. Galal-Gortchev (1) qui s'est reportée aux courbes de Vettorazzi indiquant les effets de la carence ou de l'excès de ces éléments dans l'eau.

Fig. 1. Effets de la carence ou de l'excès d'éléments essentiels et substances toxiques sur la santé (G. Vettorazzi, 1980)



Il est important de noter que la plupart des éléments minéraux doivent être présents en faible quantité dans les eaux de boisson, mais qu'ils deviennent toxiques au-delà d'une certaine concentration. Le plateau de ces courbes, qui correspond aux concentrations souhaitables pour se bien porter, est plus ou moins large suivant les éléments. Il est particulièrement étroit pour l'élément fluor pour lequel les concentrations inférieures à 0,5 mg/l entraînent des caries dentaires et les concentrations supérieures à 1,5 mg/l provoquent la fluorose dentaire. Au-delà de 3 à 6 mg/l ingérés d'une manière chronique, on se trouve devant des problèmes de calcification accrue (ostéosclérose) et de fluorose, avec atteinte du squelette.

^a Organisation mondiale de la Santé, Guidelines on health aspects of water desalination (document non publié distribué sous la cote ETS/80.4).

Ce problème de fluorose, qui se pose plus particulièrement pour les populations du Sahara septentrional, a été traité dans l'exposé du Dr Aroua (2) et la communication de M. T.K. Tjiok (3). Il semble que plusieurs vecteurs de fluor soient en cause, les eaux de boisson certes, mais aussi les aliments tels que les dattes, certains légumes frais et le thé, sans oublier l'air que l'on respire dans certaines régions ou près de certaines mines. On ne connaît pas à l'heure actuelle les influences respectives des uns ou des autres vecteurs. On ne connaît pas non plus l'influence des autres sels (magnésium, sulfates, sels totaux, etc.) dont les mêmes eaux sont aussi généralement chargées, ni leurs éventuelles interférences. Dans ces conditions, il n'est pas certain que la déminéralisation des eaux de boisson apporte une solution au problème et il est souhaitable, avant de définir la stratégie à mettre en oeuvre pour combattre le fléau, d'accroître les connaissances de base en développant des programmes de recherche épidémiologique et toxicologique liés à l'environnement : sur le plan chimique, sur le plan épidémiologique (il y a interférence des causes), sur le plan toxicologique et enfin sur le plan des technologies à mettre en oeuvre.

Dans l'attente, il est important d'éviter l'ingestion d'eaux trop chargées en fluor aux enfants de moins de douze ans dont le squelette est en cours de formation et de ne leur donner à boire que de l'eau déminéralisée. Il est, en effet, impossible de supprimer la consommation de dattes, qui est un aliment essentiel dans les régions en question.

Techniques disponibles de déminéralisation des eaux

Les différentes techniques actuellement utilisées dans le monde pour rendre les eaux potables ou utilisables dans l'industrie (eaux de procédés, eaux de chaudière, etc.) ont été exposées par les experts. Elles font appel à des procédés physico-chimiques, chimiques, biologiques ou physiques et vont être passées en revue ci-après. On peut signaler aussi à ce sujet le manuel publié aux Etats-Unis par l'Agency for International Development (USAID) qui fait le point le plus récent des différentes techniques de dessalement.

On ne reprendra pas ici ce qui existe déjà dans le texte des experts; on insistera, en revanche, sur les points importants issus des discussions et sur les compléments d'information donnés en cours de réunion.

L'osmose inverse

Le Professeur A. Van Haute (4) a présenté les aspects théoriques du procédé d'osmose inverse et J.-M. Rovel (5) a traité des aspects pratiques de la mise en oeuvre et de l'exploitation de ce procédé.

Les membranes pour l'osmose inverse

On distingue :

- les membranes en feuilles minces (le matériau le plus utilisé étant l'acétate de cellulose) qui peuvent soit être utilisées sous forme de plaques, dans des modules ayant l'aspect des filtres de l'industrie chimique, soit être enroulées ou directement coulées autour d'un support tubulaire poreux; le module ressemble alors à un échangeur de chaleur à tubes et calandre, il n'est pas nécessaire d'avoir une enveloppe tenant la pression, comme dans le cas précédent, et le module est plus compact;
- les membranes en fibres creuses, généralement en polyamide aromatique qui sont aussi fines qu'un cheveu humain, le diamètre intérieur étant de 40 microns et le diamètre extérieur de 80 microns, et qui ne nécessitent pas de couche support. Elles sont contenues dans une enveloppe de pression; la compacité des modules peut être plusieurs centaines de fois plus grande que celle des modules à feuilles d'acétate de cellulose enroulées.

La fabrication des membranes n'a pas semblé pouvoir être entreprise à l'échelon local en Afrique du Nord. En effet, ces membranes sont produites dans le monde par un nombre restreint de firmes spécialisées et la bonne réussite de leur réalisation résulte d'un long apprentissage et d'un savoir-faire complexe et délicat mis au point sur plus de dix années. Les membranes ou les modules doivent être achetés tels quels à ces firmes.

Exploitation

L'osmose inverse est un procédé bien adapté à la déminéralisation des eaux saumâtres et, depuis peu, à l'eau de mer. Elle permet d'éliminer globalement tous les sels, mais seulement partiellement si l'on désire conserver une certaine minéralisation à

l'eau. Les performances du procédé sont pratiquement indépendantes des variations de salinité de l'eau à traiter, même si elles sont importantes. La consommation d'énergie, pour les eaux saumâtres, est de l'ordre de 1,5 à 2,5 kWh par m³ d'eau produite. Enfin, du point de vue sanitaire, l'osmose inverse est un procédé qui permet d'arrêter les virus et les composés organiques lourds qui peuvent être cancérigènes.

On a maintenant suffisamment d'expérience du procédé d'osmose inverse pour pouvoir affirmer que la durée de vie des membranes, dans la mesure où elles sont correctement utilisées, est de l'ordre de trois à sept ans (à cette restriction près que l'essentiel de l'expérience acquise l'a été en milieu industriel où la technicité du personnel d'exploitation est bonne et la maintenance assurée correctement). Il sera certainement nécessaire, pour les municipalités désirant recourir à ce procédé de déminéralisation, de mettre au point une organisation de l'exploitation d'une fiabilité équivalente : il suffit d'un responsable ayant une formation de chimiste capable de prendre rapidement les décisions nécessaires concernant, soit les corrections sur le prétraitement de l'eau en cas d'évolution de l'un des paramètres critiques de fonctionnement de l'installation, soit le nettoyage des modules lorsque les critères de salissure recommandés par le constructeur sont atteints. Cette personne, qui peut avoir plusieurs installations, même géographiquement éloignées, sous sa responsabilité, doit s'appuyer localement sur du personnel sans compétence particulière, mais bien formé et stable, capable de respecter des consignes et de rendre compte par téléphone. De même, le stock de réactifs chimiques peut être unique pour plusieurs installations.

Un des problèmes essentiels du procédé d'osmose inverse est celui du choix du degré de conversion (rapport de la quantité d'eau douce produite par rapport à la quantité d'eau brute traitée), en relation avec les caractéristiques de l'eau à traiter. Il a, en effet, une influence directe sur l'optimum économique de l'installation, car il conditionne le débit d'eau brute à pomper et son prétraitement.

Il convient donc qu'un dialogue s'instaure, dès le stade du projet, entre le client et le constructeur pressenti concernant :

- l'analyse de l'eau à traiter (voir liste des ions, à laquelle il faut ajouter le fluor, dans l'exposé de J.-M. Rovel (5)), compte tenu des variations saisonnières (étiages et crues)

et, dans la mesure du possible, des variations prévisibles à terme (en particulier, en cas d'implantation de nouvelles industries dans le voisinage de la nappe ou de la rivière);

- le débit d'eau produite souhaité en fonction de la saison, c'est-à-dire de la température de l'eau brute;
- la qualité et le débit d'eau produite souhaités après un temps de fonctionnement déterminé (par exemple après trois ans) pour tenir compte de la variation normale, inhérente au procédé, du débit et de la qualité de l'eau produite au cours du temps;
- les prix locaux de l'énergie, des produits chimiques et de la main-d'oeuvre, afin d'en tenir compte dans l'optimisation de l'installation;
- la détermination : du débit minimal acceptable par rapport au débit nominal de l'installation (conséquence sur la taille du réservoir de stockage de l'eau produite); des matériels à doubler pour assurer la sécurité de fonctionnement de l'installation (pompes, organes de mesure et régulation, etc.); des listes de pièces de rechange et de produits chimiques nécessaires pour assurer le fonctionnement autonome de l'installation pendant un temps donné; du minimum de personnel voulu (en nombre et qualification), ainsi que des possibilités de formation technique par le constructeur.

Parmi les sujétions liées à la réalisation et à l'exploitation d'installations d'osmose inverse, il faut noter :

- la conception adéquate de l'installation de prétraitement de l'eau à traiter (d'où l'importance de l'analyse de cette eau et du taux de conversion, qui détermine son débit) et son exploitation correcte, dont dépend le bon fonctionnement de l'installation dans le temps, en évitant l'entartrage prématuré des membranes et leur encrassement, ainsi que la durée de vie des membranes;
- la sensibilité des membranes à la température : lorsque l'eau à traiter a une température supérieure à 35 °C, il faut commencer par la refroidir jusqu'à cette température par aéro-réfrigération, ce qui est un procédé classique;

- la maintenance de la pompe haute pression qui est classique également, mais qu'il faut s'astreindre à faire, à titre préventif;
- en cas d'arrêt de l'installation, il faut maintenir les membranes dans l'eau en prenant soin de les conserver à la bonne température et en cas d'arrêt de longue durée, supérieur à plusieurs jours, il faut prendre soin d'ajouter du formol pour stériliser les modules;
- si on a dû chlorer l'eau à traiter, lors de son prétraitement, il faut lui faire subir un traitement de déchloration avant passage sur les membranes, car celles-ci, et plus particulièrement les membranes en polyamide, sont sensibles au chlore.

En conclusion, on peut dire que l'osmose inverse est une méthode de traitement pratique et confirmée, bien adaptée aux eaux saumâtres et à laquelle il ne faut plus accrocher l'étiquette de "technique nouvelle", comme l'a fait remarquer M. Ternynck dans sa communication concernant l'installation d'osmose inverse qui fonctionne de manière satisfaisante à Venice (Floride), aux Etats-Unis, depuis plusieurs années déjà.

L'électrodialyse

Le sujet a été traité par M. A. Maurel (6). L'électrodialyse est un procédé de déminéralisation des eaux qui consiste à éliminer les sels dissous dans les eaux par migration des ions au travers de membranes sélectives, sous l'action d'un champ électrique. Il ressort de cette définition que la consommation d'énergie du procédé est proportionnelle à la quantité de sel à éliminer : il faut compter grossièrement sur une consommation de 1 kWh/kg de sel éliminé, à laquelle s'ajoute une consommation de 0,5 kWh/m³ d'eau brute pompée. On peut obtenir une eau potable ayant la salinité que l'on désire.

Le procédé d'électrodialyse apparaît comme rentable pour la déminéralisation des eaux de faible salinité (inférieure à 2,5 g/l).

Les membranes d'électrodialyse

Elles se présentent sous forme de feuilles d'épaisseur comprise entre 0,1 et 0,8 mm. On distingue les membranes cationiques (perméables aux cations) dont le groupement fonctionnel est, en général, un groupement acide sulfoné (SO_3^-) et les membranes anioniques (perméables aux anions) dont le groupement fonctionnel est un groupement ammonium quaternaire (NR_3^+). Ces membranes sont assez faciles à réaliser.

Un électrodialyseur se présente comme un empilement de ces membranes, alternativement anioniques et cationiques, séparées par des compartiments dans lesquels circulent alternativement les eaux traitées et à traiter.

Exploitation

L'électrodialyse est un procédé de déminéralisation des eaux bien adapté aux solutions faiblement salines. Elle présente l'avantage de ne pas nécessiter de prétraitement important; il faut simplement éviter les matières en suspension grâce à une filtration à 50 microns et le fonctionnement dans les conditions entartrantes de précipitation, par excès de concentration, de composés tels que CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ou CaSO_4 . Il est facile de nettoyer les membranes par traitement chimique, en cas d'entartrage, car elles sont pratiquement insensibles à la valeur du pH. Le procédé peut fonctionner avec de l'eau chaude jusqu'aux environs de 50 °C. Par ailleurs, on évite les problèmes de polarisation des membranes en effectuant des inversions périodiques de polarité.

L'électrodialyse présente toutefois un inconvénient inhérent au procédé lui-même et qu'il faut signaler : la consommation d'énergie est très sensible aux variations de salinité de l'eau à traiter.

Il faut noter aussi le problème des fuites de courant électrique par les canalisations d'amenée des eaux. On y remédie en utilisant un maximum de pièces en matière plastique dans la fabrication des électrodialyseurs.

En conclusion, on peut dire que l'électrodialyse est une méthode confirmée et simple de traitement des eaux, mais limitée à un domaine étroit de salinité, ce qui limite sa diffusion. De

nombreuses installations fonctionnent en URSS, aux Etats-Unis (besoins industriels), en Libye, en Grèce, au Japon (fabrication de sel), en Irak, à Bahreïn et également en Algérie, à la satisfaction, semble-t-il, des utilisateurs.

L'échange d'ions

Le sujet a été traité par le Dr T.V. Arden (7), du Centre de Recherches hydrauliques de Londres. Le procédé de traitement des eaux par résines échangeuses d'ions est connu depuis longtemps et utilisé dans l'industrie, notamment comme moyen d'obtenir de l'eau à haut degré de pureté (eau de chaudière, par exemple). Il consiste à retirer un ion d'une solution par un absorbant et à le remplacer par un autre ion de même charge. L'échange d'ions est donc un procédé sélectif qui permet d'éliminer certains sels dont on veut particulièrement se débarrasser. Mais il ne s'applique qu'aux eaux dont la salinité totale est inférieure à 1 ou 1,5 g/l. Il peut être utilisé comme système de prétraitement des procédés à membranes en permettant d'éliminer de l'eau les principaux sels entartrants et les matières organiques naturelles. En particulier, le problème des eaux à traiter par électrodialyse et possédant une trop forte concentration en sulfate de calcium peut être résolu en recourant à un adoucissement préalable par échange d'ions. L'investissement voulu pour une telle installation d'adoucissement représente évidemment des frais supplémentaires, mais ceux-ci sont beaucoup moins élevés que dans le cas des procédés à membranes et, bien souvent, ce coût complémentaire est justifié par le prolongement de la durée de vie des membranes. Dans le cas de l'électrodialyse, cela peut même entraîner une réduction du coût de l'électrodialyseur lui-même car, sans calcium ni magnésium, celui-ci peut fonctionner avec une densité de courant beaucoup plus élevée et peut être de plus petite taille, pour le même rendement. Le coût d'exploitation peut aussi, dans ces conditions, être annulé, puisque l'on peut régénérer les résines en utilisant la saumure concentrée provenant de l'installation d'osmose inverse ou d'électrodialyse. Cette saumure ne contiendra que des sels de sodium et, bien que sa concentration ne soit pas aussi forte que celle normalement utilisée, elle est disponible en grande quantité et, dans de nombreux cas, on peut s'en servir pour régénérer l'unité d'adoucissement.

Le procédé d'échange d'ions peut servir aussi à éliminer les nitrates de l'eau, mais il est encore assez onéreux étant donné

qu'il n'existe pas encore, dans le commerce, de résines capables de n'éliminer que le nitrate.

Un inconvénient du procédé par échange d'ions est qu'il nécessite la régénération périodique des résines et qu'il ne peut donc pas fonctionner de façon continue. Les colonnes échangeuses d'ions fonctionnent en quatre phases : service (écoulement), lavage (remontée) pour reclasser le lit et éliminer les déchets de surface, régénération (écoulement) et rinçage (écoulement). On a cherché à concevoir des systèmes de régénération en continu, mais aucun système n'a jamais permis un fonctionnement continu parfait.

Les résines résistent bien à la température et cette propriété est importante pour leur utilisation en Afrique du Nord : les résines cationiques résistent jusqu'à 120 °C, à condition qu'il y ait moins de 1 ppm de chlore dans l'eau à traiter. Les résines anioniques ont une durée de vie de l'ordre de cinq ans si on les maintient à une température inférieure à 30 °C; cette durée de vie peut se réduire à deux ans à la température de 60 °C. Si on élimine l'oxygène de l'eau avant son passage sur les résines, on améliore leur durée de vie. En ce qui concerne la résistance des résines, il faut distinguer trois sortes de causes de détérioration auxquelles elles peuvent être sensibles :

- les chocs chimiques : il faut éviter l'oxydation des résines anioniques;
- les chocs osmotiques : il faut éviter le passage alternatif sur les résines de solutions trop concentrées, puis trop diluées;
- les chocs mécaniques, c'est-à-dire les trop fortes compressions.

L'état des résines s'examine au microscope.

En conclusion, on peut dire que le procédé par échange d'ions est très fiable et rentable pour le traitement des eaux saumâtres de salinité inférieure à 1 g/l. En Afrique du Nord, il peut trouver un débouché important en tant que procédé de prétraitement de l'électrodialyse ou de l'osmose inverse.

Procédés de précipitation chimique

Ce sont par définition des traitements sélectifs destinés à éliminer de l'eau un ou plusieurs ions particuliers, alors que la salinité globale est acceptable.

Il s'agit souvent d'éliminer le fer ou le manganèse. Ces éléments toutefois ne sont pas nocifs; ils nuisent simplement à la qualité de l'eau et peuvent amener des difficultés d'exploitation dans les réseaux de distribution d'eau par les dépôts qu'ils produisent ou susciter des complications de fonctionnement dans les procédés industriels.

La déferrisation et la démanganisation sont réalisées simplement par oxydation et filtration selon les procédés décrits par P. Mouchet & J.-M. Rovel (8).

Plus grave est le cas de l'azote qui a une action sur la santé par l'intermédiaire de ses composés, notamment les nitrates qui deviennent un problème préoccupant du fait de l'utilisation abusive d'engrais dans nombre de régions. Les ions en question s'éliminent difficilement par les procédés physico-chimiques et on leur préférera des procédés biologiques.

Enfin le fluor, qui est un problème typiquement nord-africain et pour lequel aucun traitement spécifique n'est vraiment satisfaisant. Les traitements proposés sont des filtrations sur des produits échangeurs d'ions. Les meilleurs résultats sont obtenus par filtration sur de l'alumine activée (alumine précipitée selon une granulométrie assez fine accroissant la surface de contact) qui fixe les ions fluor et se régénère par un traitement à la soude et à l'acide sulfurique (3). Des réalisations industrielles ont été faites. Les frais d'exploitation sont liés à la consommation de réactifs de régénération.

La question de l'utilisation de technologies appropriées pour ces traitements sélectifs d'eaux trop minéralisées s'est posée à propos de certains minerais naturels, tels que la bentonite, dont il existe de grandes quantités en Algérie. Le problème est connu, car il a déjà fait l'objet de nombreuses études : on sait que la capacité d'échange de ces minerais est faible. En outre se poserait le problème de leur transport sur les lieux d'utilisation et de leur mise en oeuvre, et, de toutes manières, celui de la

fourniture en produits de régénération. La question pourrait être réétudiée pour le cas spécifique de l'Algérie, mais la probabilité de succès a semblé faible aux experts.

Procédés biologiques

Ils ont été traités par P. Mouchet & J.-M. Rovel (8). Bien qu'actuellement encore en cours de développement, ces procédés paraissent les plus économiques pour éliminer le fer et les nitrates. Pour le fer, on connaît des micro-organismes autotrophes dont le métabolisme est basé sur l'oxydation du fer en milieu aérobie à faible excès d'oxygène; le mode d'action de ces micro-organismes permet des vitesses de circulation relativement élevées et le procédé est intéressant.

La dénitrification biologique consiste à transformer les nitrates en azote moléculaire sous l'influence de diverses bactéries présentes naturellement. Les bactéries travaillent sur un matériau-support granuleux en milieu anaérobie. Ce procédé est nouveau, mais maintenant agréé en France par les services de l'hygiène publique. Quelques réalisations ont déjà été effectuées

Procédés d'évaporation

Ils sont improprement appelés procédés de distillation. Différentes techniques existent, toutes basées sur l'évaporation de l'eau à traiter, puis la récupération et la condensation de sa vapeur. Il est évident, dans ces conditions, que les procédés d'évaporation sont des procédés globaux, en ce sens qu'ils éliminent tous les sels et que l'eau déminéralisée produite est presque pure, ne contenant plus qu'une cinquantaine de ppm de sels qui ont été entraînés par la vapeur formée. Ils s'appliquent plus spécialement à la déminéralisation de l'eau de mer, puisque l'énergie dépensée est pratiquement indépendante de la salinité de l'eau à traiter. On appelle ratio le rapport de la production d'eau douce à la consommation d'énergie et on l'exprime généralement en tonnes d'eau douce produite par tonne de vapeur consommée. L'optimisation technico-économique conduit le plus souvent à concevoir des usines de ratio compris entre 6 et 12, suivant le coût local de l'énergie.

On distingue :

- le procédé d'évaporation à détente étagée, appelé MSF (multistage flash) dans la littérature anglo-saxonne, le plus utilisé dans le monde, surtout pour les grosses usines de dessalement de l'eau de mer; à titre d'exemple, l'usine Al Jubail II, actuellement en construction en Arabie Saoudite, sera constituée de 40 unités de 22 500 m³/jour chacune, soit au total 900 000 m³/jour, c'est-à-dire environ 20 000 m³/heure. Le désavantage du procédé par détente est son manque de souplesse et l'impossibilité de fonctionner à débit réduit, d'où son utilisation en base avec de grosses unités, ainsi que son fort débit d'eau brute à véhiculer : pour des raisons exposées par J.-J. Libert (9) et qui sont inhérentes au procédé, le débit d'eau de mer circulant dans l'usine est, en effet, de 8 à 10 fois plus fort que le débit d'eau douce produite, ce qui nécessite des pompes énormes et des puissances de pompage importantes (de l'ordre de 4 kWh/m³ d'eau douce produite);
- le procédé d'évaporation à multiple effet, qui consiste à utiliser la vapeur produite dans un évaporateur de tête de ligne (chauffé lui-même par de la vapeur provenant d'une chaudière) pour chauffer un deuxième évaporateur fonctionnant à température et pression plus basses, la vapeur produite dans celui-ci étant ensuite envoyée dans un troisième évaporateur, et ainsi de suite jusqu'à un condenseur final refroidi par l'eau saline dont on dispose, à la température à laquelle elle est pompée. Le ratio d'une usine est théoriquement égal au nombre d'effets utilisés et pratiquement un peu plus faible que ce nombre, en raison des pertes thermiques. Le procédé à multiple effet s'applique à des installations de plus faible capacité que le procédé à détente, car on est souvent limité par la taille des évaporateurs. Il a pour lui une plus grande souplesse de fonctionnement (le débit d'eau produite peut facilement être rendu variable) et une consommation d'énergie mécanique de l'ordre de 2 à 3 kWh/m³, car les débits de pompage sont plus faibles. Il est donc utilisé pour de plus petites unités, de quelques milliers à quelques centaines de m³/j.

On utilise des évaporateurs à longs tubes verticaux (procédé LTV) ou des évaporateurs à tubes horizontaux arrosés (procédé THA nouvellement développé, en France notamment). Le procédé THA, que

plusieurs centaines d'usines, de 2000 à 200 m³/j environ, utilisent à l'heure actuelle dans le monde, conduit à des coûts de production d'eau inférieurs au procédé par détente.

Les lignes d'évaporateurs à multiple effet peuvent être agencées avec une recompression de vapeur (soit par éjectair à vapeur, c'est l'éjecto-compression, soit par compresseur mécanique de vapeur), ce qui accroît leur ratio par rapport au nombre d'effets. Ce système donne des unités très compactes et souples. Dans le cas de la compression mécanique de vapeur, on atteint actuellement une consommation globale d'énergie de 15 kWh/m³ et on espère arriver à 12 kWh/m³ d'eau produite, ce qui correspond aux chiffres obtenus par le procédé d'osmose inverse sur eau de mer.

Les procédés d'évaporation sont de loin les plus utilisés dans le monde puisqu'on comptait, au 1er janvier 1980, plus de 5 millions de m³/j commandés, pour 1,7 millions de m³/j pour les procédés par membranes. C'est un procédé très ancien et bien connu actuellement, puisque l'on a plus de trente années d'expérience sur des milliers d'unités en fonctionnement. C'est aussi un procédé fiable à condition de bien connaître la composition de l'eau à traiter, pour prévenir l'entartrage, et d'utiliser les matériaux adéquats, pour éviter la corrosion. Il est utilisé en Algérie pour la déminéralisation de l'eau de mer à des fins industrielles.

Lorsqu'elle doit être utilisée pour la consommation humaine, l'eau doit être potabilisée, c'est-à-dire reminéralisée, soit par mélange à de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre, ce qui accroît le débit de l'eau potable disponible, et diminue donc le coût de cette eau, soit par un traitement simple de reminéralisation et d'aération.

Utilisation des énergies renouvelables pour la déminéralisation des eaux saumâtres^a

Dans cette utilisation, on pense en premier lieu à l'énergie solaire, donc aux procédés d'évaporation. C'est ce qui semble le plus rationnel puisqu'on utilise ainsi directement l'énergie solaire sous sa forme thermique.

^a Voir Maurel A. Dessalement par les énergies renouvelables. Entropie, N° 96, 1980.

La technologie évidemment la plus appropriée aux pays d'Afrique du Nord est le système d'évaporation sous serre. Mais le rayonnement solaire est diffus par nature, il faut de grandes surfaces de vitrage et la production d'eau douce n'est que de l'ordre de 4 l/jour par m² de serre (soit un rendement de 50% de l'appareil).^a Même avec un rendement de serre de 100%, dont on pourrait se rapprocher au prix d'investissements et de complications inacceptables, on ne ferait que doubler ce chiffre. La technologie de la serre est donc limitée à des installations de l'ordre de 20 m³/j, ce qui correspond à 5000 m² de serre environ. Par ailleurs, les problèmes d'exploitation sont nombreux : corrosion par l'eau et les agents atmosphériques, dépôts de sable et formation d'algues, défauts d'étanchéité apparaissant à la suite des dilatations et contractions diurnes et nocturnes répétées, bris des vitrages par le vent et les animaux, etc.

Ces inconvénients ont conduit les chercheurs à mettre au point des appareils évaporateurs plus performants et utilisant des technologies plus fiables. Il s'agit, en particulier, d'un évaporateur à multiple effet associé à un champ de capteurs plans classiques et éventuellement à un stockage d'eau chaude, si on désire réaliser une production continue d'eau douce (ce qui semble, par ailleurs, souhaitable pour le bon fonctionnement de l'évaporateur). Dans cet évaporateur d'une dizaine d'effets rassemblés dans une seule et même cuve métallique cylindrique, on a cherché à minimiser l'énergie consommée puisque, dans l'optique d'un fonctionnement autonome de l'installation, c'est l'énergie mécanique ou électrique obtenue par conversion de l'énergie solaire qui coûte le plus cher. On a obtenu une consommation d'énergie mécanique de l'ordre de 1 kWh/m³ d'eau produite, soit deux à trois fois moins que dans les procédés à multiple effet classiques. Un prototype d'évaporateur de 1 m³/h se présentant suivant un cylindre d'axe vertical de 3 m de hauteur environ et 1,5 m de diamètre, a été réalisé et fonctionne actuellement, couplé à un champ d'environ 500 m² de capteurs solaires plans et à un stockage d'eau chaude, dans la station d'essais solaires du Centre d'Etudes nucléaires de Cadarache (France).

^a Si on admet un prix de capteurs de 300 francs français au m², une durée de vie de 15 ans et la production de 4 l/j par m², le coût des charges financières ramené au m³ d'eau douce est de l'ordre de 30 francs français. Ce chiffre est donc le prix plancher, si l'on suppose que l'exploitation est assurée par de la main-d'oeuvre familiale et gratuite.

Les autres possibilités d'utilisation de l'énergie solaire à des fins de déminéralisation des eaux consistent à associer les procédés classiques d'osmose inverse ou d'électrodialyse à un système de conversion photovoltaïque ou thermodynamique de l'énergie solaire. Mais le rendement de cette dernière est faible, de l'ordre de quelques pour-cent, et une telle solution ne semble pas correspondre à l'utilisation la plus rationnelle de l'énergie solaire.

Néanmoins, un prototype d'installation d'osmose inverse de $15 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau douce à partir d'eau saumâtre à 2 g/l a été réalisé et fonctionne à l'heure actuelle; il est associé à un moteur solaire de 3 kW à cycle de Rankine à fréon. L'osmoseur est équipé d'une turbine de récupération du type Pelton permettant d'économiser 40% de l'énergie mécanique. Une installation plus importante de $50 \text{ m}^3/\text{j}$ à partir d'eau saumâtre à $3,2 \text{ g/l}$, associée à un moteur solaire de 10 kW a été mise en service en Egypte au début de 1981.

Un prototype d'électrodialyseur associé à un moteur solaire à fréon a été réalisé et vendu. Il produit 140 l/j par m^2 de capteur (ce chiffre est à rapprocher de celui de 4 l/j par m^2 pour les serres simples).

L'énergie éolienne peut également être utilisée pour fabriquer de l'électricité pour le compte des procédés d'osmose inverse ou d'électrodialyse. Un prototype de $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ d'eau douce à partir d'eau de mer, associant le procédé d'osmose inverse à un aérogénérateur de 4 kW , est en cours de montage près de Marseille. Des hélices de 18 m de diamètre permettant d'obtenir une puissance de 100 kW par vent de 13 m/s sont en cours de développement en France.

On peut aussi parfaitement envisager que l'évaporateur à multiple effet de $1 \text{ m}^3/\text{h}$, dont il était question plus haut, soit associé à un champ de capteurs solaires plans pour sa fourniture d'énergie thermique (eau chaude) et à une éolienne pour sa fourniture d'énergie électrique. Ce système semble être l'un des plus rationnels qui soient.

Il est bien évident que le problème est encore plus immédiat si l'eau chaude est fournie directement par une source géothermale dont la température ne doit pas être inférieure à 70 ou $80 \text{ }^\circ\text{C}$ pour

que le rendement soit acceptable; mais les problèmes d'entartrage et de corrosion dans l'échangeur de tête risquent d'être importants.

Le procédé de conversion photovoltaïque a été évoqué en tant que procédé de fabrication d'électricité; mais, pour l'instant, il est limité à quelques kilowatts. De même, l'énergie marémotrice, l'énergie des vagues et l'énergie thermique des mers doivent être considérées comme des procédés de fourniture d'électricité, celle-ci étant utilisable ensuite à toutes fins. Il faut faire remarquer que la fabrication d'électricité par énergie thermique des mers peut être avantageusement valorisée par adjonction d'un système de production d'eau douce par évaporation qui permet de faire travailler deux fois les eaux chaude et froide pompées, d'abord pour la fabrication d'électricité, ensuite pour la production d'eau douce, ce qui diminue les coûts. Mais il existe peu de sites favorables au monde et, en tout cas, aucun sur les côtes d'Afrique du Nord.

De toute façon, ces procédés utilisant les énergies renouvelables sont encore beaucoup trop jeunes pour qu'on puisse avancer des coûts d'investissement et encore moins d'exploitation. Mais il serait souhaitable que le maximum de prototypes soient mis en fonctionnement pour faire progresser les connaissances sur ces problèmes.

A signaler l'existence d'une serre solaire à évaporation pour la culture, qui réalise simultanément et de manière autonome sa climatisation diurne et nocturne à partir d'eau saumâtre ainsi que la production d'eau douce nécessaire à l'arrosage de ses cultures.^a Ce type de serre pourrait être d'une grande utilité pour l'agriculture des hauts plateaux algériens, telle que décrite par A. Damerdji, de l'Institut national d'Agronomie d'Alger. Un prototype de serre solaire fonctionne ainsi depuis plusieurs années à Grenoble. Un prototype de 200 m² sera réalisé en 1982 à Toulon pour fonctionner avec de l'eau de mer.

^a Voir Balligand, P. et al. Serres à dessalement solaire. Desalination, 31 : 429-434 (1979).

Utilisation des techniques de déminéralisation des eaux

Alors qu'en Europe occidentale les techniques de déminéralisation des eaux servent presque exclusivement à satisfaire des besoins complémentaires locaux de l'industrie, au Moyen-Orient au contraire, elles constituent généralement l'unique source d'eau pour la consommation des communautés urbaines. En Afrique du Nord, et plus particulièrement en Algérie, les techniques de déminéralisation des eaux ont été introduites initialement pour le développement de l'industrie; elles devront, tôt ou tard, être utilisées aussi pour la production d'eau potable dans certaines régions où il existe de l'eau, mais où les normes de potabilité ne sont pas respectées. La diversité des sources d'alimentation en eau et la diversité de leurs compositions poseront des problèmes qu'il convient d'examiner dès maintenant.

Comparaison des procédés de déminéralisation des eaux

On vient de voir que les techniques de déminéralisation existent, qu'elles sont généralement fiables et qu'elles peuvent apporter une réponse positive à la plupart des problèmes qui se posent en Afrique du Nord.

Un classement de ces différents procédés en fonction des caractéristiques des eaux à traiter est impossible à effectuer. On peut simplement donner quelques indications grossières.

- Lorsque la salinité des eaux à traiter est faible (inférieure à 1 ou 1,5 g/l) et qu'il suffit de se débarrasser de un ou quelques éléments indésirables pour rendre l'eau potable, on pensera de préférence à des procédés sélectifs tels que les traitements par précipitation chimique ou par résines échangeuses d'ions, mais sans oublier les traitements biologiques, qui pourraient être intéressants dans bien des cas et sur lesquels un gros effort de développement se porte à l'heure actuelle.
- Lorsque la salinité des eaux à traiter est de plusieurs g/l, on pourra envisager des procédés globaux, c'est-à-dire qui éliminent tous les sels, comme l'osmose inverse ou l'électrodialyse, le domaine d'utilisation de ce dernier procédé étant cependant plus restreint. L'un ou l'autre traitement possède ses avantages et ses inconvénients et il conviendra souvent

d'envisager les deux possibilités et de n'arrêter un choix qu'après une analyse poussée des caractéristiques des eaux à traiter, des conditions locales et de la qualité de l'eau que l'on souhaite obtenir.

- Enfin, pour les eaux de mer ou de très forte salinité, les procédés d'évaporation semblent plus rentables car leur consommation d'énergie est indépendante de la teneur en sels. Mais il ne faut pas pour autant les rejeter a priori pour le traitement d'eaux de faible salinité, surtout lorsqu'on envisage d'utiliser les énergies renouvelables (solaire, géothermique ou éolienne) comme source d'énergie.

Un classement des différents procédés de déminéralisation des eaux en fonction du coût de l'eau produite est impossible à effectuer, bien que des centaines d'études économiques aient été réalisées depuis vingt ans. Les coûts dans la littérature spécialisée sont, en effet, calculés à partir d'hypothèses techniques et économiques mal précisées et ne correspondent jamais, de toute façon, au cas précis que l'on cherche à résoudre : taux d'intérêt de l'argent, durée d'amortissement et facteur de charge de l'installation, caractéristiques de l'eau à traiter et, par conséquent, du prétraitement, contenu du projet (station de pompage de l'eau à traiter et station de rejet des saumures concentrées, stockage d'eau produite, etc.).

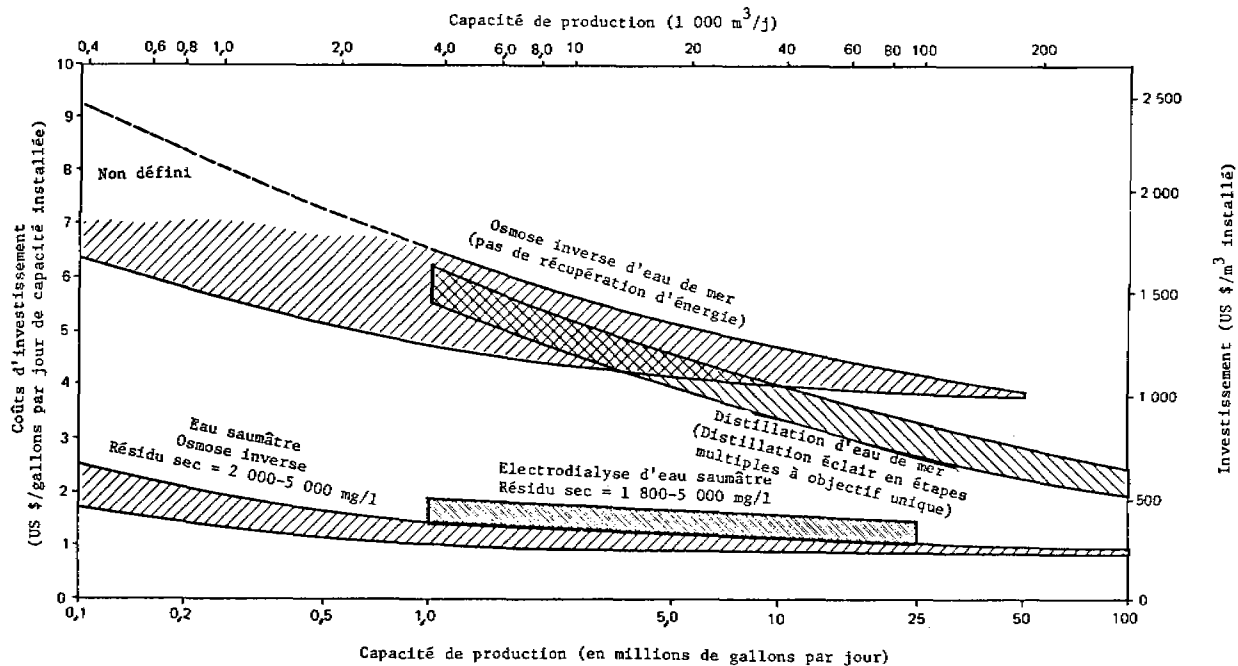
On peut simplement dire ici - ce qui est évident - que le coût de l'eau produite diminue rapidement lorsque la capacité de l'usine augmente.

Les courbes de la figure 2 indiquent les coûts d'investissement pour les principaux procédés (évaporation, osmose inverse et électrodialyse) en fonction de la capacité de l'usine, pour l'eau de mer et l'eau saumâtre (2 à 5 g/l). On voit que pour l'eau de mer, ce sont les procédés d'évaporation qui l'emportent, au-delà d'une capacité de 10 000 m³/j; en-dessous de 4000 m³/j, aucune conclusion ne s'impose. Pour l'eau saumâtre, osmose inverse et électrodialyse sont équivalentes.

Les courbes de la figure 3 donnent les coûts de l'eau produite en fonction de la capacité de l'usine. Pour l'eau de mer et au-delà de 10 000 m³/j, ce sont les procédés d'évaporation qui l'emportent. Pour l'eau saumâtre, l'électrodialyse semble la mieux placée, tout en restant très proche de l'osmose inverse.

Fig. 2. Investissement estimatif selon le procédé de dessalement

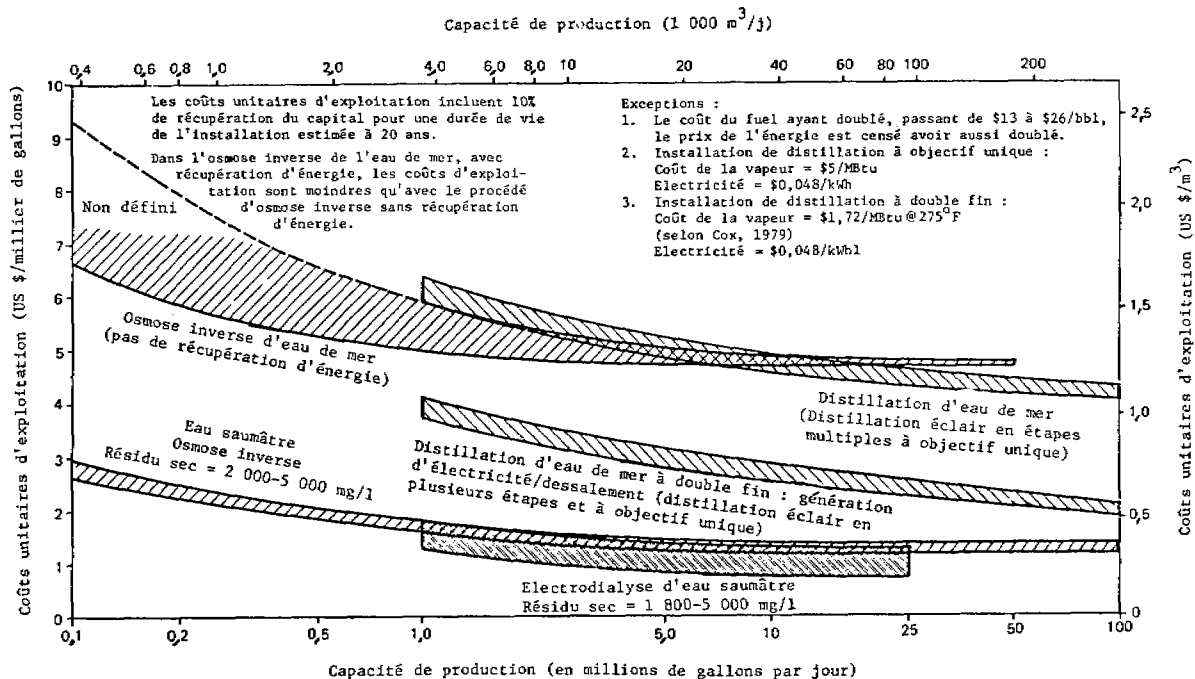
Note : Ces coûts ont été calculés pour une installation type de dessalement aux Etats-Unis d'Amérique. Ils ne couvrent pas la capacité de stockage et ne valent que pour le système le plus élémentaire d'alimentation en eau et d'évacuation des saumures. Si l'on accroît la capacité de stockage et/ou si des systèmes plus complexes d'alimentation en eau et d'évacuation des saumures sont nécessaires, les coûts peuvent s'en trouver nettement augmentés, en particulier dans le cas des installations de traitement de l'eau saumâtre. La mise en place de telles installations ailleurs qu'aux Etats-Unis peut également se révéler plus coûteuse. Dans bien des régions en développement, des coûts pouvant aller jusqu'à 300% (et même plus) des coûts indiqués dans ce tableau (surtout si la capacité est moindre) n'auraient rien d'inhabituel.



Source : USAID Desalination Manual, IDEA Headquarters, Teaneck, New Jersey (Etats-Unis d'Amérique).

Fig. 3. Coûts unitaires de production d'une installation de dessalement

Note : Ces coûts ont été calculés pour une installation type de dessalement aux Etats-Unis d'Amérique. Ils ne couvrent pas la capacité de stockage et ne valent que pour le système le plus élémentaire d'alimentation en eau et d'évacuation des saumures. Si l'on accroît la capacité de stockage et/ou si des systèmes plus complexes d'alimentation en eau et d'évacuation des saumures sont nécessaires, les coûts peuvent s'en trouver nettement augmentés, en particulier dans le cas des installations de traitement de l'eau saumâtre. La mise en place de telles installations ailleurs qu'aux Etats-Unis peut également se révéler plus coûteuse. Dans bien des régions en développement, des coûts pouvant aller jusqu'à 300% (et même plus) des coûts indiqués dans ce tableau (surtout si la capacité est moindre) n'auraient rien d'inhabituel.



Source : USAID Desalination Manual, IDEA Headquarters, Teaneck, New Jersey (Etats-Unis d'Amérique).

De toute manière, les coûts indiqués dans ces figures datent de 1978 et doivent être actualisés pour 1981. Encore une fois, ils ne valent que pour les hypothèses qui ont présidé aux calculs et toute interprétation doit être faite avec prudence. Les courbes ne sont intéressantes que par la mise en évidence des valeurs relatives des coûts des principaux procédés de déminéralisation.

Exploitation des installations de déminéralisation des eaux

Une bonne expérience de l'exploitation des différents procédés - osmose inverse, électrodialyse, échange d'ions, évaporation - existe en Algérie, principalement en milieu industriel. Cette expérience porte sur plus de trente installations représentant plus de 100 000 m³/j. Généralement, sauf cas particulier correspondant souvent à un problème local spécifique, ces installations fonctionnent correctement.

Il est important toutefois d'assurer un suivi d'exploitation attentif de ces installations de façon à en tirer le maximum d'enseignements techniques, mais aussi des évaluations aussi précises que possible des coûts, ce qui n'est pas facile quand les installations appartiennent à des complexes industriels ou sont intégrées dans des procédés d'où il est difficile de les isoler sur le plan financier. Néanmoins, les chiffres que l'on peut grossièrement tirer des bilans financiers montrent que le coût de l'eau déminéralisée produite est élevé, souvent de l'ordre de 5 à 10 francs français par m³, suivant le procédé et l'importance de l'installation.

Il serait souhaitable aussi que ces installations, ou tout au moins certaines d'entre elles bien choisies, puissent être utilisées pour la formation technique de nouveaux personnels. On peut craindre, en effet, que le fonctionnement des installations de traitement des eaux, qui paraît satisfaisant dans l'industrie parce que le contexte d'exploitation est bon (maintenance préventive correcte, technicité du personnel, etc.), devienne défectueux au sein de communautés urbaines ou agricoles à cause du manque de compétence du personnel chargé de sa surveillance.

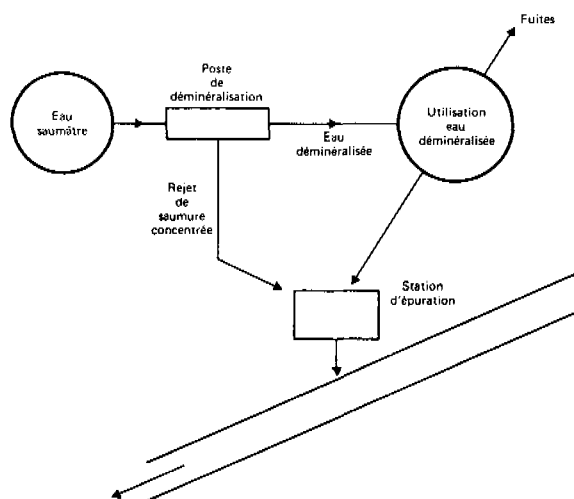
Le Professeur Mujeriego (10) a exposé la situation particulière de l'Espagne, et notamment du littoral méditerranéen et des îles Canaries où le problème est celui de la quantité d'eau disponible, plutôt que de la qualité. On a fait appel presque exclusivement à la déminéralisation de l'eau de mer et on a actuellement

l'expérience d'une exploitation de plus de 65 000 m³/j consacrés à des usages de consommation et répartis sur une dizaine d'installations. Le Professeur Mujeriego cite aussi des coûts d'eau pouvant atteindre 10 francs français par m³ et signale que l'utilisation d'usines à double fin (production simultanée d'eau et d'électricité) est mal adaptée au problème, car les rythmes de production des deux produits sont différents. Il se confirme ainsi que l'usage de telles usines à double fin (qui permet d'abaisser considérablement le coût de l'eau) est à préconiser seulement pour les usines de grosse taille fonctionnant en base.

Un problème préoccupant pour les questions d'environnement et de santé est celui du rejet des saumures concentrées et des boues, quel que soit le procédé de déminéralisation utilisé.

Il faut d'abord faire remarquer que les procédés de déminéralisation ne créent pas de sel, mais opèrent simplement une séparation temporaire, comme l'indique la figure 4 : d'un côté l'eau adoucie, qui est utilisée et rejetée, aux fuites près, après avoir été épurée; de l'autre côté la saumure concentrée, qui est rejetée elle aussi. Le bilan de masse global est donc nul.

Fig. 4. Schéma du processus de déminéralisation



Simplement, il peut y avoir concentration locale de sel sur les lieux de rejet, et les conséquences de celui-ci doivent être considérées avec attention. Si le rejet s'effectue dans des eaux superficielles, il peut se poser d'abord un problème local de pollution, puis la dilution s'effectue normalement; s'il doit se faire dans une nappe, une étude hydro-géologique préalable doit être réalisée. Pour l'eau de mer, il faut prendre la précaution d'effectuer le rejet loin de la prise d'eau fraîche et en tenant compte des courants marins éventuels.

En ce qui concerne les boues provenant de certains procédés ou du prétraitement, il ne faut pas négliger le fait qu'elles peuvent éventuellement contenir des virus et des germes pathogènes. Il conviendra donc de les traiter comme il convient.

Gestion rationnelle des ressources en eau potable

Une constatation s'impose à la lecture de ce qui précède : le coût de l'eau déminéralisée est élevé. Il ne faut donc avoir recours aux techniques de déminéralisation que si aucune autre solution n'est acceptable ou si un problème sanitaire se pose. La déminéralisation des eaux doit toujours être envisagée comme une alternative parmi d'autres ressources et elle ne doit en aucun cas ralentir ni empêcher la recherche de ressources hydro-géologiques nouvelles.

Différentes possibilités s'offrent :

a) La réalisation d'un réseau d'eau unique et interconnecté qui distribue un mélange plus ou moins homogène d'eaux de diverses provenances. Il est important que ce réseau soit conçu et géré avec le souci d'une vision globale du problème de l'eau, depuis sa production jusqu'à sa distribution. Il existe en Espagne un service d'assistance technique dont les missions concernent l'étude des circonstances dans lesquelles se pose un problème de déficit ou de mauvaise qualité d'eau, la recherche des différentes solutions (par exemple, construction d'un aqueduc), l'élaboration technique et administrative de spécifications et la supervision de la construction, de la mise en marche et de l'exploitation des nouvelles installations. Un problème pourra quelquefois être résolu par une meilleure adaptation du stockage, par une tarification particulière ou par la réfection du réseau de distribution. Il ne faut pas, en effet, oublier que de nombreux réseaux sont vétustes ou ont été détériorés et qu'il sera souvent plus rentable

de réparer un réseau que de créer une nouvelle installation de production d'eau (les fuites d'eau d'un réseau peuvent parfois atteindre plusieurs dizaines de pour-cent de la consommation).

L'optimisation du système global de production et de distribution de l'eau potable est donc plus importante que l'installation particulière de déminéralisation que l'on projette de réaliser.

b) La réalisation d'un double réseau de distribution des eaux, l'un étant connecté à une source d'eau potable (déminéralisée ou pas) et réservé exclusivement aux usages alimentaires et l'autre étant alimenté en eau brute non traitée et destiné aux autres usages, (besoins municipaux, lavage, irrigation, etc.).

Le problème est de ne pas gaspiller une eau déminéralisée qui coûte cher, et le réseau de distribution de cette eau devra être réalisé avec un soin particulier en ce qui concerne les matériaux, conduites, raccords, vannes, robinets, etc. Il serait d'ailleurs souhaitable d'établir une standardisation de ces matériels après un choix judicieux conforme aux règles de l'art. Il serait bon également de sensibiliser les populations au problème des fuites d'eau dans les habitations en les incitant à réparer ou à changer les appareils défectueux (chasses d'eau qui fuient, par exemple). Il existe dans certains pays des services municipaux qui effectuent systématiquement des visites périodiques chez les consommateurs pour vérifier les appareils.

Différentes possibilités de réalisation de doubles réseaux, plus ou moins faciles à mettre en oeuvre,^a existent, et il serait souhaitable que des études de faisabilité technico-économiques soient effectuées en Afrique du Nord.

^a On peut penser, par exemple, à un réseau domestique alimenté en eau déminéralisée uniquement et pénétrant dans les habitations (c'est le réseau actuel) et à un nouveau réseau qui resterait au niveau de la rue, alimenté en eau brute et destiné aux usages municipaux (lavage, arrosage, incendie, etc.). Un bilan général des différentes utilisations de l'eau est à effectuer pour commencer.

A noter qu'une sorte de réseau de double distribution existe déjà, c'est celui de la vente d'eau en bouteilles, mais il coûte beaucoup trop cher (1000 fois plus que les coûts de l'eau déminéralisée à la sortie de l'usine).

En conclusion, la création d'un service spécial de gestion des ressources en eau déminéralisée est souhaitable à l'échelon d'un pays. Ses missions pourraient être les suivantes :

- collecte et diffusion de l'information (rôle de conseil auprès des municipalités par exemple et des autres organismes);
- gestion des ressources en eau déminéralisée;
- supervision technique et administrative de la production et de la distribution d'eau déminéralisée;
- formation du personnel aux techniques de déminéralisation;
- sensibilisation des populations au non-gaspillage de l'eau.

Conclusions

1. Le problème de la teneur en sel, notamment en fluor, de certaines régions d'Afrique du Nord, et particulièrement du Sahara septentrional, se pose de manière aiguë pour les populations.
2. Divers équipements, correspondant aux différentes technologies utilisables pour la déminéralisation des eaux, existent en Algérie, généralement en milieu industriel. Ils donnent, selon les cas, des résultats plus ou moins satisfaisants.
3. Il existe, dans la plupart des cas, une solution technique à chaque problème posé; mais les coûts avancés ne sont pas toujours acceptables.
4. Il n'est pas possible d'établir un classement des procédés en fonction du coût de l'eau produite ni de la qualité de l'eau à traiter. Chaque cas est particulier et doit être examiné sans idée préconçue en fonction d'une analyse qualitative et quantitative précise de l'eau à traiter, des conditions d'installation et d'exploitation propres au site et des résultats souhaités. Les coûts que l'on trouve dans la littérature doivent être utilisés et interprétés avec la plus grande prudence, car les hypothèses de calcul sont généralement mal connues.

5. Les procédés actuellement connus peuvent se subdiviser comme suit :

- les procédés globaux, qui éliminent tous les sels sans distinction, partiellement, comme dans l'osmose inverse et l'électrodialyse, ou totalement, comme dans les procédés de distillation;
- les procédés sélectifs, qui permettent de n'éliminer que certains ions particuliers; ce sont les procédés par échange d'ions et les procédés de précipitation chimique.

6. On peut classer grossièrement les procédés de déminéralisation des eaux en fonction de la salinité de l'eau à traiter :

- les eaux de faible salinité (généralement inférieure à 1 g/l) font appel de préférence à des procédés sélectifs. Ces procédés sont généralement plus rentables lorsqu'il s'agit de n'éliminer qu'un ion particulier réputé néfaste pour la santé (tel que le fluor dans le Sud algérien);
- les eaux saumâtres dont la salinité est de l'ordre de quelques g/l sont traitées par osmose inverse ou électrodialyse selon les conditions particulières. L'électrodialyse, qui s'adresse plus spécialement à des eaux dont la salinité est comprise entre 1 et 2,5 g/l, est caractérisée par une consommation d'énergie proportionnelle à la masse de sel éliminée, mais présente l'inconvénient d'avoir une trop grande sensibilité aux variations de salinité de l'eau à traiter;
- les procédés de distillation s'adressent plutôt à des eaux de mer ou à des eaux saumâtres de forte salinité; ils peuvent être plus facilement associés aux énergies renouvelables.

7. La plupart des procédés de déminéralisation des eaux sont des technologies sophistiquées et n'apparaissent pas comme des technologies appropriées, selon la définition de l'ONU.

8. Quel que soit le procédé utilisé, le problème du rejet des saumures concentrées et des boues se pose. Il doit être examiné avec attention et faire l'objet d'études sérieuses.

9. Il ne semble pas que les solutions concentrées rejetées puissent actuellement faire l'objet d'une quelconque réutilisation.

10. L'eau déminéralisée, quel que soit le procédé utilisé, est d'un coût élevé. L'eau devra cependant être obligatoirement déminéralisée lorsque se pose un problème de santé et, dans ce cas, on ne l'utilisera que comme eau de boisson.

11. L'eau obtenue par les procédés de distillation est déminéralisée et dégazée. Elle est rendue potable, soit par mélange avec de l'eau de mer ou saumâtre, ce qui accroît sa quantité et diminue son coût, soit par un traitement de reminéralisation et d'aération convenable.

12. Le couplage des procédés classiques de déminéralisation des eaux à des sources d'énergie renouvelable, notamment les énergies solaire, éolienne et géothermique, est réalisable. Les procédés de distillation permettent d'utiliser directement l'énergie solaire sous forme de chaleur, ce qui est le plus rationnel; les autres procédés, qui nécessitent de l'énergie mécanique, doivent passer par la conversion thermodynamique de l'énergie solaire (de rendement très faible) ou par sa conversion photovoltaïque.

13. Il n'est pas possible pour l'instant d'avancer des chiffres concernant le coût de l'eau produite par l'intermédiaire des énergies renouvelables. En effet, si la consommation d'énergie est nulle, le coût des investissements est encore élevé et les coûts d'exploitation sont encore mal connus, faute d'expérience.

14. Il a été reconnu qu'un modèle de serre solaire à distillation, réalisant simultanément et de manière autonome un micro-climat favorable ainsi que la production d'eau douce nécessaire, en particulier, à l'arrosage de ses cultures, pouvait être d'un grand intérêt pour l'agriculture des pays d'Afrique du Nord.

Recommandations

1. Les pays sont invités à appliquer les recommandations de l'OMS dès leur parution, après les avoir traduites en normes nationales, compte tenu de leur situation particulière.

2. Les effets de l'excès de fluor étant particulièrement nocifs sur le squelette et les dents des enfants, il est recommandé de contrôler l'ingestion de fluor par ces enfants (eaux de boisson, aliments, dentifrices, etc.).

3. Si les effets toxicologiques du fluor sont relativement bien connus, l'attention devra aussi se porter sur les risques éventuels provenant d'autres sels, dont les mêmes eaux sont aussi généralement chargées.

4. Si l'eau de boisson est un vecteur reconnu de l'ion fluor, il ne faut pas oublier pour autant que certains aliments, les dattes par exemple, sont aussi des vecteurs importants de fluor et que l'action du fluor peut également être liée à la présence d'autres éléments. Des études supplémentaires sont donc nécessaires sur ce sujet; elles doivent être, en outre, étendues aux sources naturelles ou industrielles de fluor.

5. Les incertitudes dans les connaissances actuelles en épidémiologie ont amené le séminaire à recommander aux différents pays de développer des programmes de recherche épidémiologique et toxicologique liés aux problèmes de l'environnement et de prévoir des crédits pour encourager de telles études, qui permettront de mieux définir les stratégies à mettre en oeuvre.

6. La qualité du fonctionnement des différents procédés de déminéralisation des eaux dépend souvent de la réalisation convenable du prétraitement, celui-ci dépendant lui-même de la bonne connaissance des caractéristiques de l'eau à traiter. Il est donc recommandé, avant toute décision d'équipement, de procéder à une analyse quantitative et qualitative complète des eaux disponibles ainsi que, dans la mesure du possible, des variations prévisionnelles de leur composition dans le temps, ceci afin de sauvegarder l'équipement en question.

7. Etant donné le coût élevé des procédés de déminéralisation des eaux, il a été recommandé de ne les utiliser qu'en dernier ressort et de ne décider de l'implantation d'une installation nouvelle qu'après avoir procédé au recensement de toutes les ressources disponibles en eaux potables ou peu chargées et aux études hydro-géologiques nécessaires.

8. Etant donné le coût de l'eau déminéralisée, il est recommandé de porter une attention particulière aux fuites inhérentes à tout réseau de distribution d'eau, depuis le stade de la production jusqu'à celui de l'utilisation. Il vaudra souvent mieux procéder à une révision complète du réseau qu'à la construction d'une nouvelle installation de déminéralisation.

9. Etant donné le coût de l'eau déminéralisée, il est recommandé de réaliser des études de faisabilité d'une double distribution de l'eau afin de n'utiliser l'eau déminéralisée que pour les usages alimentaires.

10. La mise en place, dans les pays, d'un service gouvernemental d'assistance technique pour la gestion des eaux déminéralisées est souhaitée par le séminaire. Ce service pourrait centraliser et diffuser les informations de diverses provenances sur les procédés de déminéralisation des eaux et servir ainsi de conseil aux différents organismes et municipalités; il pourrait organiser la gestion de l'eau, la formation des techniciens et la sensibilisation des populations aux problèmes de l'eau.

11. Il est recommandé que les décisions concernant l'installation d'une usine de déminéralisation des eaux soient prises de manière à optimiser l'ensemble du système d'approvisionnement en eau d'une région, en examinant plus particulièrement les aspects d'entretien, d'exploitation et de flexibilité du procédé de déminéralisation sélectionné, ainsi que son impact sur l'environnement.

13. Il existe en Algérie une bonne expérience de l'exploitation de plus de trente installations de déminéralisation des eaux par différents procédés. Il est recommandé d'en tirer le maximum d'enseignements et d'utiliser les matériels adéquats pour la formation du personnel.

14. Il est demandé de faire un effort supplémentaire de recherche d'une technologie fiable de déminéralisation des eaux utilisant les énergies renouvelables, dans les conditions des pays d'Afrique du Nord, afin de déboucher sur une technologie appropriée à ces pays.

15. A des fins de prévention sanitaire et de sauvegarde du milieu, il est demandé d'élaborer des recommandations internationales concernant spécialement la composition des eaux pour l'irrigation et les autres usages en agriculture.

COMMUNICATIONS ET CONFERENCES

1. Galal-Gortchev, H. Aspects sanitaires de la déminéralisation des eaux de boisson et ses avantages pour la santé
2. Aroua, A. Problèmes de santé liés à l'hyperminéralisation de certaines eaux en Algérie
3. Tjiok, T.K. La coopération technique en matière de défluoration
4. Van Haute, A. Osmose inverse : aspects théoriques
5. Rovel, J.-M. Osmose inverse : exemples, problèmes de prétraitement et d'exploitation
6. Maurel, A. Déminéralisation des eaux saumâtres par électrodialyse
7. Arden, T.V. L'échange d'ions
8. Mouchet, P. & Rover, J.-M. Principaux traitements spécifiques relatifs à certains composés minéraux indésirables
9. Libert, J.-J. Production d'eau douce par distillation d'eaux salines
10. Mujeriego, R. L'intérêt de la déminéralisation des eaux de boisson pour la gestion rationnelle des ressources en eau des pays arides
11. Tahar, J. L'expérience algérienne en matière de déminéralisation des eaux

Annexe 1

ASPECTS SANITAIRES DE LA DEMINERALISATION DES EAUX DE BOISSON ET SES AVANTAGES POUR LA SANTE

Dr H. Galal-Gortchev
Division de l'Hygiène du Milieu
OMS, Genève

Les normes européennes applicables à l'eau de boisson et les normes internationales pour l'eau de boisson ont paru en 1971 et en 1972. L'établissement de normes spécifiques aux pays d'Europe est dû à ce que ceux-ci peuvent, grâce à des possibilités économiques et techniques développées, atteindre des normes supérieures aux minimums spécifiés dans les normes internationales pour l'eau de boisson. En outre, les normes européennes doivent faire largement la part des contaminants résultant du développement industriel et de l'agriculture intensive, et qui sont les principaux polluants de la région. Voir le tableau comparé des normes internationales et européennes (tableau 1).

Il est important que les normes soient revues et mises à jour périodiquement afin qu'elles puissent refléter le savoir et les acquisitions les plus récents. Ces dernières années, la présence de contaminants dans les sources d'approvisionnement en eau ainsi que leurs effets sur la santé humaine étant bien mieux connus, il a été décidé de soumettre les normes internationales et européennes à un examen approfondi afin de les réviser et de les unifier. La nouvelle version paraîtra en 1982 sous le titre "Recommandations pour la qualité de l'eau de boisson".

Les recommandations pour la qualité de l'eau de boisson comprendront les limites recommandées pour divers éléments constitutifs de l'eau, ainsi que de brèves informations sur les critères et raisonnements ayant servi à l'établissement de ces limites et sur les moyens de les appliquer. Des limites ont été établies pour les substances et caractéristiques microbiologiques, biologiques, organiques et inorganiques de l'eau de boisson. On trouvera également les limites recommandées pour les substances et caractéristiques chimiques et physiques au tableau 1.

Tableau 1. Tableau comparatif des normes internationales
et européennes applicables à l'eau de boisson

A. CONSTITUANTS AYANT DES EFFETS SUR LA SANTE

	<u>GDWQ^a</u>	<u>Normes interna- tionales</u>	<u>Normes européennes</u>
a. <u>ELEMENTS INORGANIQUES (mg/l)</u>			
Arsenic	0,05	0,05	0,05
Cadmium	0,005	0,01	0,01
Chrome	0,05	-	0,05 (+6)
Cyanure	0,1	0,05	0,05
Fluorure	1,5	0,8-1,7	1-1,7
Plomb	0,5	0,1	0,1
Mercure	0,001	0,001	-
Nickel	0,1	-	-
Nitrates et nitrites (en N)	10	10	20
Nitrites (en N)	1	-	-
Sélénium	0,01	0,01	0,01
b. <u>MATIERES ORGANIQUES (g/l)</u>			
<u>Hydrocarbures aromatiques polycycliques</u>			
Benzo[a]pyrène	- 0,01	0,2	0,2
<u>Alcanes et alcènes chlorés</u>			
Tétrachlorure de carbone	3		
Dichloro-1,2 éthane	10		
Dichloro-1,1 éthylène	0,3		
Trichloréthylène	30		
Tétrachloréthylène	10		
<u>Chlorobenzènes</u>			
Monochlorobenzène	10		
Dichloro-1,2 benzène	1		
Dichloro-1,4 benzène	1		

^a Guidelines for Drinking Water Quality (Recommandations
pour la qualité de l'eau de boisson).

	<u>GDWQ</u>	<u>Normes internationales</u>	<u>Normes européennes</u>
<u>Chlorophénols</u>			
Trichloro-2,4,6 phénol	10		
Pentachlorophénol	10		
b. <u>MATIERES ORGANIQUES (g/l)</u>			
<u>Trihalométhane</u>			
Chloroforme	30		
<u>Benzène</u>			
	10		
<u>Pesticides</u>			
Aldrine/dieldrine	0,03		
Chlordane	0,03		
2,4-D	100		
DDT	1		
Heptachlore et époxyde d'heptachlore	0,1		
Hexachlorobenzène	0,01		
Lindane	3		
Méthoxychlore	30		
B. <u>CARACTERISTIQUES ESTHETIQUES/ORGANOLEPTIQUES</u>			
a. <u>ELEMENTS INORGANIQUES (mg/l)</u>			
Aluminium	0,2	-	-
Calcium	-	200	-
Chlorure	250	600	600
Cuivre	1	1,5	0,05
Hydrogène sulfuré	non détectable	-	0,05
Fer	0,3	1	0,3
Magnésium	-	150	30-125
Manganèse	0,1	0,5	0,05
Sodium	200	-	-
Sulfate	400	400	250
Zinc	5	15	5
Solides totaux	1000	1500	-
Dureté (en CaCO ₃)	500	500	500

	<u>GDWQ</u>	<u>Normes Internationales</u>	<u>Normes européennes</u>
b. <u>MATIERES ORGANIQUES (g/l)</u>			
Monochlorobenzène	3	-	-
Dichloro-1,2 benzène	0,3	-	-
Dichloro-1,4 benzène	0,1	-	-
Chlorophénols totaux	0,1	-	-
Phénols	1	2	1
Extrait chloroformique	-	-	500
c. <u>CARACTERISTIQUES PHYSIQUES</u>			
Couleur	15 unités (TCU)	50	-
Odeur	Acceptable pour 90% des consommateurs	Acceptable	-
Goût	Acceptable pour 90% des consommateurs	Acceptable	-
Turbidité	5 unités de turbidité Jackson ou 5 unités néphélométriques de turbidité	25	-
pH	6,5-8,5	6,5-9,2	-

Les limites pour les substances liées à la santé et pour celles qui ont une signification sanitaire indirecte, c'est-à-dire celles qui affectent la saveur et l'aspect de l'eau de boisson, ont été groupées séparément.

Les recommandations pour la qualité de l'eau de boisson comprennent, outre des limites recommandées, des renseignements scientifiques sur les raisons pour lesquelles les limites ont été fixées afin que les directives soient suivies correctement et que les pays puissent établir des normes nationales appropriées à leur situation. Les doutes qui persistent sont aussi esquissés. Ils découlent de plusieurs facteurs :

- extrapolation des données toxicologiques des animaux à l'homme;
- extrapolation des grandes aux petites doses pour lesquelles la courbe dose-réaction n'a pas été vérifiée de manière expérimentale;

- ingestion de substances contenues dans l'eau par rapport à l'ingestion de substances contenues dans les aliments et l'air;
- incertitude des dosages.

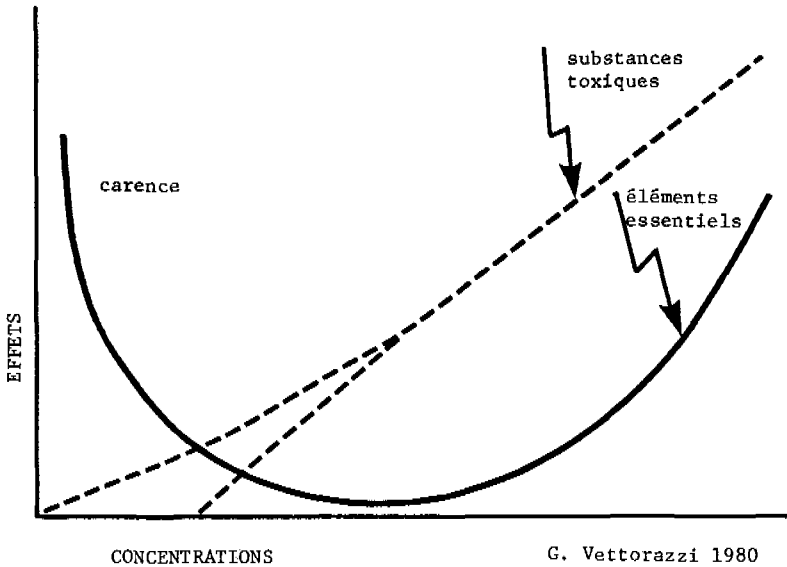
Pour ce qui est des caractéristiques basées sur la perception sensorielle humaine, le jugement est souvent subjectif. Alors que les contaminants liés à la santé ne peuvent être nocifs pour certains sans l'être pour tout le monde, les caractéristiques esthétiques/organoleptiques sont soumises à des critères sociaux, économiques et culturels, et l'acceptation de ces limites devrait tenir compte des possibilités d'exécution ainsi que des contraintes socio-économiques et de l'environnement locales. Il faudrait toutefois prendre note de ce que certaines substances dont les limites sont basées sur des considérations d'ordre esthétique/organoleptique pourraient nuire à la santé en cas de concentrations plus fortes.

Certains éléments inorganiques pour lesquels des limites ont été fixées sont essentiels à l'alimentation. Toutefois, le niveau minimal de ces substances dans l'eau de boisson n'a pas été institué.

A ce jour, les substances estimées bénéfiques pour la santé des humains et/ou des animaux sont les suivantes : arsenic, calcium, chrome, cobalt, cuivre, fluorure, iode, fer, magnésium, manganèse, molybdène, nickel, phosphore, potassium, sélénium, silice, sodium, étain, vanadium et zinc.

La figure 1 montre les effets des substances toxiques et des éléments essentiels sur la santé selon la concentration. L'idéal serait que la concentration des éléments essentiels se situe au niveau de l'effet minimum et que celle des substances toxiques soit au-dessous du niveau de non-effet, ou nulle dans le cas de substances qui ne montrent pas un niveau de non-effet. Un grand nombre de scientifiques estiment que les cancérogènes appartiennent à cette dernière catégorie. Les substances dont les effets sont esthétiques/organoleptiques présentent une courbe assez semblable à celle des éléments essentiels : l'eau distillée est désagréable au goût, de même qu'au-delà d'une certaine concentration, l'eau acquiert un goût et/ou une odeur déplaisants.

Fig. 1. Effets de la carence ou de l'excès d'éléments essentiels et de substances toxiques sur la santé



Effets sur la santé et autres effets de certains éléments constitutifs de l'eau

Fluorure

Pour déterminer la concentration optimale, la consommation quotidienne de fluor par individu doit être prise en considération. Celle-ci dépend de la quantité d'eau consommée, qui, à son tour, dépend de la température ambiante et du pourcentage obtenu à partir de la nourriture. Dans certaines régions, une fraction importante du régime alimentaire est constituée par des denrées qui contiennent du fluor. Il convient donc de ne pas perdre de vue ces deux faits lorsqu'on fixe la concentration en fluorures autorisée dans l'eau de boisson.

A des concentrations dépassant 1,5 mg par litre d'eau de boisson, le fluor peut entraîner la fluorose dentaire chez

quelques enfants. A des concentrations de moins de 0,5 mg par litre approximativement, l'incidence de la carie dentaire sera probablement élevée.

L'absorption chronique d'une eau à haute teneur en fluorures (environ 3-6 mg/l) a été associée à une densité et une calcification accrues des os (ostéosclérose). Des concentrations plus élevées (par exemple 10 mg/l) peuvent provoquer une fluorose avec atteinte du squelette. Les niveaux précis auxquels se situent ces effets ne sont pas connus.

Chlorure

Le chlorure est essentiel au maintien de l'équilibre des électrolytes dans le corps. L'ingestion journalière totale conseillée de chlorure est de 250 mg/jour pour les nourrissons et d'environ 650 mg/jour pour les adultes.

Le seuil de perception gustative du chlorure dans l'eau de boisson dépendra du cation associé et va de 100 à 560 mg/l, mais se situe d'ordinaire entre 200 et 300 mg/l. L'ingestion de 35 à 40 g par jour de chlorure de sodium (c'est-à-dire environ 20 g de chlorure par jour) peut provoquer une réaction toxique aiguë.

Sulfate

Le seuil de perception gustative des sulfates est de 200-500 mg/l suivant les cations associés. On a observé un effet laxatif aux environs de 750 mg/l. Cet effet est renforcé en présence de magnésium.

En URSS, la consommation d'eau dont la teneur en sulfate était de 1295 mg/l n'a produit aucun effet toxique aigu. Une eau contenant plus de 960 mg/l de sulfate est impropre à l'irrigation.

Carbonate

Données inexistantes.

Nitrate et nitrite

La préoccupation majeure quant à la présence de nitrates et de nitrites dans l'eau de boisson est le danger de méthémoglobiniémie infantile. La concentration de nitrate-nitrogène qui ne produit pas cet effet est de près de 10 mg/l. D'autres facteurs

entrent sans doute en jeu dans les cas de méthémoglobémie, deux études récentes ayant révélé que des concentrations aussi élevées que 20 mg/l de nitrate en N n'ont pas produit d'effets. Il faudrait souligner que les méthodes analytiques de dosage du nitrate ne sont ni précises ni exactes.

On a émis l'hypothèse que les nitrates peuvent être convertis en nitrosamines dont l'effet est cancérigène chez les animaux. Toutefois, à ce jour, on n'a pas pu prouver de manière concluante que l'ingestion de nitrate est liée à l'incidence du cancer.

Hydrogène sulfuré

L'hydrogène sulfuré est présent sous forme de H_2S lorsque le pH est au-dessous de 7; si le pH est supérieur à 13, le sulfure devient la forme prédominante. Le seuil de perception gustative et olfactive du H_2S se situe entre 0,05 et 0,10 mg/l, et pour les sulfures aux environs de 0,2 mg/l. On obtient une saveur et une odeur déplaisantes à des concentrations bien moindres que les niveaux de toxicité.

Phosphate

L'absorption quotidienne recommandée de phosphore va de 240 mg pour les nourrissons à 1200 mg pour les femmes qui allaitent. L'eau de boisson contient rarement plus de 3 mg/l de phosphate (1 mg/l de phosphore).

Calcium

L'absorption quotidienne recommandée de calcium est de 450 à 1100 mg, selon l'âge, le sexe, la grossesse, la lactation, etc. Le seuil de perception gustative de l'ion de calcium varie entre 100 et 300 mg/l selon l'anion associé. Le calcium est relativement non toxique. Ce que l'on a appelé le "syndrome des buveurs de lait" peut se manifester quand la consommation de calcium dépasse 2000 mg/jour.

L'eau de boisson contient rarement plus de 150 mg/l de calcium. Il se trouve que la dureté de l'eau qui est surtout due au calcium et, dans une moindre mesure, au magnésium, est inversement proportionnelle à l'incidence des maladies cardio-vasculaires.

Sodium

Le sodium règle l'activité osmotique et l'équilibre électrolyte et acide-base. La consommation quotidienne de 1100 à 3300 mg de sodium ne semble pas affecter la santé d'individus sains. Un effet toxique aigu peut se produire pour des absorptions de 15000 mg de Na par jour. L'ingestion de plus de 12000 mg/jour de sodium est associée à l'hypertension. Le seuil de perception gustative du sodium est de 20 à 420 mg/l suivant l'anion associé.

Magnésium

Les besoins journaliers en magnésium sont de 60 mg (nourrissons) à 450 mg (femmes enceintes et femmes qui allaitent). Les sels de magnésium ont un effet laxatif (700 mg/l pour le $MgSO_4$). Le corps peut toutefois s'adapter à cet effet. Certaines études épidémiologiques indiquent que l'incidence des maladies cardio-vasculaires est moindre dans les zones où le niveau de magnésium dans l'eau de boisson est élevé. Les concentrations sont d'ordinaire de moins de 120 mg/l. Le seuil de perception gustative pour le magnésium varie entre 100 mg/l (personnes sensibles) et 500 mg/l (la moyenne des personnes).

Fer

Élément nutritif essentiel; les besoins minimums journaliers en fer varient entre 7 et 18 mg par jour pour les femmes enceintes.

Le fer est toxique s'il est ingéré en grande quantité (par exemple absorption excessive de comprimés de fer). A des concentrations supérieures à 0,3 mg/l, le fer donne mauvais goût à l'eau et la colore vilainement. Il peut tacher les tissus à la lessive et la tuyauterie.

Manganèse

Élément essentiel de l'alimentation humaine. L'ingestion de manganèse estimée adéquate et sûre est de 2,5 à 5,0 mg/jour pour les adultes. Des effets neurologiques ont été relevés à des doses d'environ 20 mg par jour.

A des concentrations supérieures à 0,15 mg/l, le manganèse souille la tuyauterie et le linge et donne un goût désagréable aux boissons.

Cuivre

On estime que l'absorption adéquate et sûre de cuivre varie entre 0,5 (nourrissons) et 3,0 mg/jour (adultes). Le Comité mixte d'experts FAO/OMS des additifs alimentaires a déclaré qu'il n'y a pas d'effets nocifs tant que l'ingestion de cuivre ne dépasse pas 0,5 mg/kg (poids du corps) par jour.

Le cuivre est toxique en doses importantes. Le seuil de perception gustative du cuivre est de 3 à 5 mg/l. A des concentrations supérieures à 1 mg/l, le cuivre tache le linge et la tuyauterie.

Zinc

Les besoins quotidiens de zinc vont de 3 mg/jour (nourrissons) à 25 mg/jour (femmes qui allaitent).

Pris oralement, le zinc est peu toxique. Les concentrations de zinc dans l'eau de boisson dépassent rarement 0,2 mg/l. L'eau contenant plus de 5 mg/l de zinc tend à être opalescente et à prendre un goût astringent.

Ammoniaque

La teneur de l'eau de boisson en azote ammoniacal ($\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$) est d'ordinaire de moins de 0,1 mg/l. Des concentrations plus élevées sont indice de pollution et, pour cette raison, il est recommandé que l'ammoniaque ne dépasse pas 0,5 mg/l dans les sources publiques d'approvisionnement en eau. Le seuil de perception olfactive de l'ammoniaque est de 0,04 mg/l. Il ne semble pas y avoir d'effets toxiques dus à des concentrations d'ammoniaque dans des eaux brutes ou polluées.

Aluminium

L'ingestion de sels d'aluminium ne semble pas avoir d'effets sur l'homme. A des concentrations supérieures à 0,2 mg/l, il y a coloration de l'eau de boisson.

Potassium

Le potassium a d'importantes fonctions biologiques. Une absorption de 350 mg/jour (nourrissons) à 5600 mg/jour (adultes) est estimée adéquate et sûre. L'ingestion par de jeunes enfants

de 2000 mg/jour de potassium provoque une toxicité aiguë. Les concentrations dans l'eau de boisson dépassent rarement 7 mg/l.

Dureté

La dureté est la somme d'ions métalliques polyvalents (Ca, Mg, Fe, Ba, Mn) et est d'habitude exprimée en quantité équivalente de CaCO_3 (eaux douces 60 mg/l, eaux dures 180 mg/l).

Les eaux douces peuvent provoquer la corrosion des conduites d'eau, alors que les eaux dures sont cause d'entartrage. On considère qu'un niveau de CaCO_3 de 100 mg/l permet d'obtenir un équilibre acceptable. Des eaux ayant une dureté supérieure à 500 mg/l sont tolérées par un grand nombre de communautés.

Il semblerait que la dureté de l'eau soit inversement proportionnelle à l'incidence des maladies cardio-vasculaires. De tels "facteurs de l'eau" n'ont pas encore été entièrement prouvés.

Alcalinité

L'alcalinité est due en particulier à la présence de CO_3^{2-} , HCO_3^- et OH^- . Elle est mesurée par titrage au moyen d'un acide (pH d'environ 4,5) et s'exprime d'habitude en mg/l de CaCO_3 .

On estime que les concentrations de 400 mg/l de CaCO_3 qui se forment naturellement ne présentent pas de danger pour la santé humaine. Une alcalinité élevée est d'ordinaire associée à des valeurs de pH élevées, à la dureté et à une trop grande quantité de matières solides dissoutes.

Matières solides dissoutes totales

Les matières solides dissoutes se composent notamment de carbonate, chlorure, sulfate, nitrate, sodium, potassium, calcium et magnésium. Un excédent de matières solides dissoutes dans l'eau de boisson est nuisible sur le plan esthétique et/ou physiologique (chlorure, magnésium, sulfate, sodium) et augmente les coûts en causant la corrosion ou l'entartrage.

A des concentrations supérieures à environ 1200 mg/l, la saveur de l'eau est "inacceptable". Les eaux dont la qualité de matières solides totales est très basse peuvent aussi être

inacceptables parce qu'insipides. Aucun effet nocif n'a été relevé dans les communautés où l'eau de boisson a des concentrations supérieures à 1000 mg/l de matières solides totales.

REFERENCES

1. Guidelines for Drinking Water Quality. Vol. 1, Recommendations. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1984.
2. Guidelines for Drinking Water Quality. 1978, Département de la santé nationale et du bien-être social, Canada, 1980.
3. McKee, J.E. & Wolf, H.W. Water Quality Criteria. 2e ed., Resources Agency of California State Water Resources Central Board, Revised 1963.
4. Quality Criteria for Water. US Environmental Protection Agency, Washington DC, 1976.
5. US National Research Council. Drinking Water and Health. Vol. 1, National Academy of Sciences, Washington DC, 1977; Vol. 3, NAS Press, Washington DC, 1980.

Annexe 2

PROBLEMES DE SANTE LIES A L'HYPERMINERALISATION DE CERTAINES EAUX EN ALGERIE

A. Aroua
Médecin chef, Section Hygiène du Milieu
Institut national de Santé publique
El-Madania, Alger, Algérie

Un coup d'oeil sur l'histoire

Ce n'est pas du XXème siècle que date la prise de conscience du rôle que l'eau joue dans la santé de l'homme, non pas seulement en tant qu'élément vital fondamental, mais aussi en tant que véhicule de particules minérales ou organiques susceptibles de provoquer des intoxications ou des maladies.

Nous voudrions seulement rappeler qu'il y a mille ans, Ibn Sina (Avicenne) exprimait déjà cette idée maîtresse que la qualité sanitaire de l'eau varie en fonction des substances terrestres qui s'y trouvent dissoutes ou incorporées. En dehors de certains facteurs infectieux liés aux eaux stagnantes ou polluées, il cite différents types de minéralisation, parmi lesquels nous relevons (1, 2) :

- "- les eaux les plus dangereuses sont celles qui circulent dans des canalisations de plomb dont les propriétés toxiques provoquent des lésions du tube digestif;
- les eaux saumâtres provoquent amaigrissement et déshydratation : laxatives au début, elles deviennent constipantes par assèchement. Elles sont nocives pour le sang;
- les eaux troubles provoquent lithiases et occlusions. Elles peuvent cependant être utiles pour certaines affections abdominales;
- les eaux chargées d'alun (sulfatées) sont utiles pour les métrorrhagies, les hémoptysies, les saignements d'hémorroïdes;

- les eaux ferrugineuses réduisent les splénomégalies;
- les eaux cupriques améliorent les humeurs..."

Par ailleurs, le même auteur indique des moyens pour améliorer la qualité de l'eau : filtration, distillation, ébullition, utilisation d'argiles, addition de vinaigre et de substances diverses.

Aujourd'hui, malgré le développement prodigieux de la minéralogie, de la biochimie, de la médecine et de la biologie, beaucoup de choses restent encore à découvrir aussi bien au plan de la connaissance qu'à celui de la technique de l'eau en tant qu'élément vital et véhicule de nombreux oligoéléments naturels qui interviennent au niveau de l'organisme humain à la fois comme constituants élémentaires de la matière organique et comme principes actifs dans différents processus métaboliques vitaux.

Généralités : sels minéraux et santé

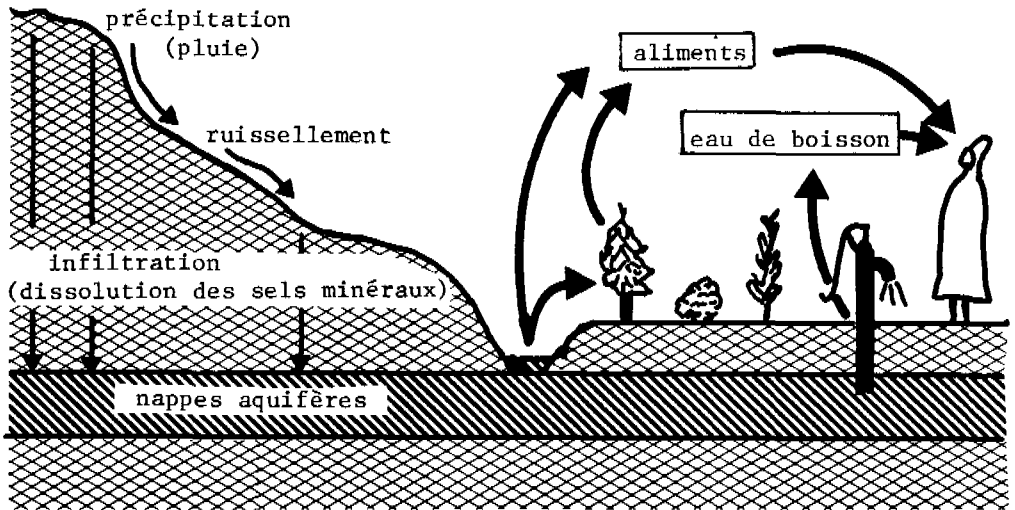
De nombreuses substances minérales sont indispensables au maintien de la vie et de la santé : calcium, phosphore, magnésium, sodium, potassium, chlore, soufre, fer, cuivre, iode, cobalt, zinc, fluor, aluminium, bore, molybdène, sélénium, cadmium, etc. (3, 4, 5, 6).

Ces minéraux sont puisés dans la nature et notamment dans le milieu hydraulique, soit directement par l'eau de boisson, soit par l'intermédiaire des aliments. Plus rarement l'homme introduit volontairement dans son alimentation des sels minéraux à l'état brut comme le chlorure de sodium; la figure 1 représente le circuit des sels minéraux depuis leur origine tellurique jusqu'à l'organisme humain.

Au niveau de l'organisme humain, un certain équilibre s'établit entre l'apport des sels minéraux par l'eau et les aliments, et les besoins plastiques et métaboliques, le surplus de sel étant éliminé par différents émonctoires (reins, glandes sudoripares, intestins, etc.).

Cependant, on peut assister à un déséquilibre biologique lié à un apport par excès ou par défaut de sels minéraux. La santé peut alors être plus ou moins gravement altérée (6, 7).

Fig. 1. Circuit des sels minéraux depuis leur origine tellurique jusqu'à l'organisme humain



Epidémiologie algérienne liée à l'hypersalinité de certaines eaux

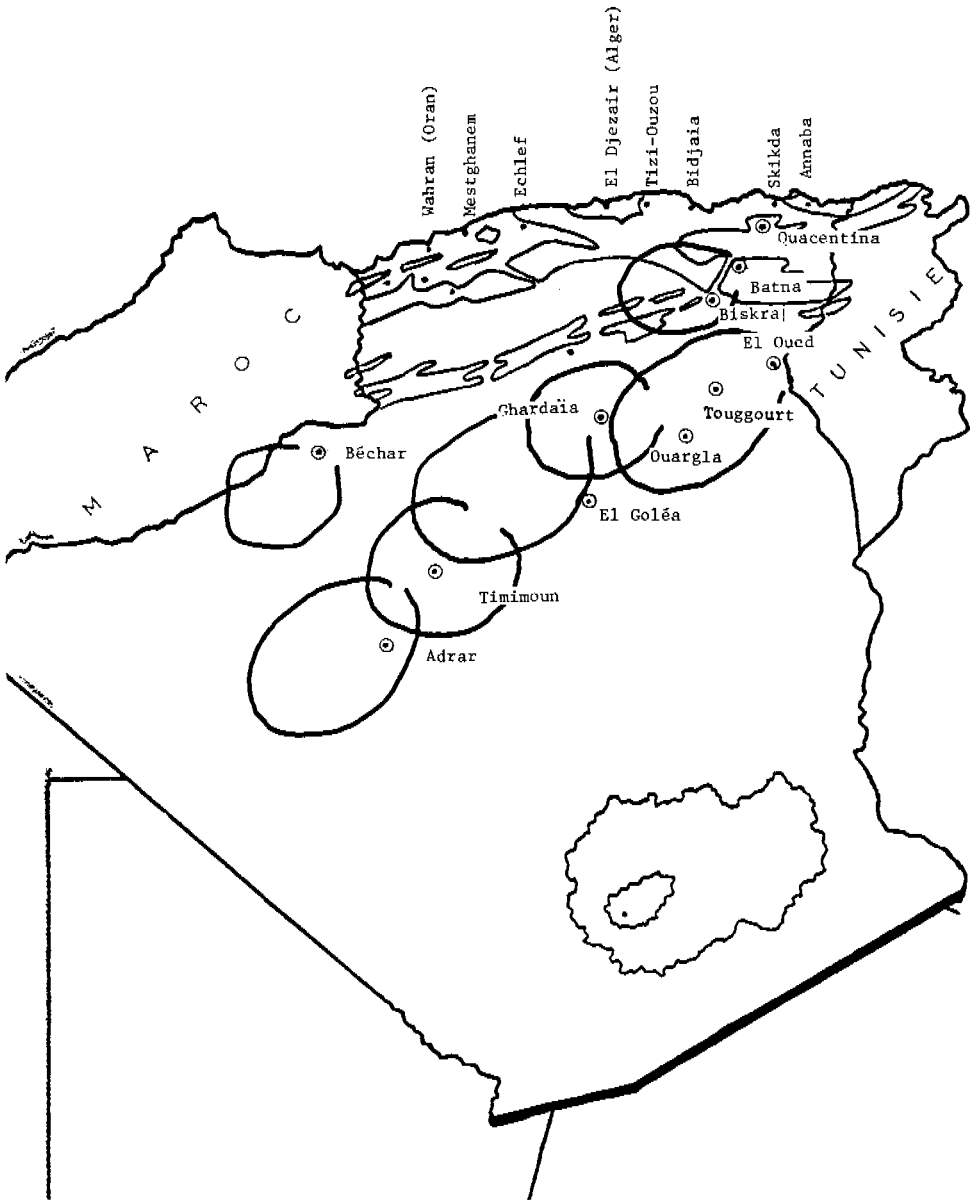
Les problèmes de santé liés à la surcharge de certaines eaux en sels minéraux sont dominés par la fluorose qui occupera l'essentiel de notre exposé.

La fluorose en Algérie

La carte (fig. 2), qui représente les régions connues où l'eau est surchargée en fluor, montre l'importance du problème de la fluorose en Algérie. Nous étudions la fluorose en trois parties :

- les sources telluriques et hydrauliques,
- le vecteur = eau et aliments,
- la réceptivité = l'organisme humain.

Fig. 2. Régions d'Algérie connues où l'eau est surchargée en fluor



Les sources

L'origine tellurique des sels minéraux peut être connue (par exemple la présence d'importants gisements de phosphates comme le Djebel Onk dans l'Est algérien) ou inconnue (comme dans la région du Souf située plus au sud). La présence de fluor dans le sol peut être due aussi au ruissellement et à l'évaporation des eaux superficielles. Ainsi le sol de la région du Souf en contient entre 5 et 30 mg/kg.

L'origine hydrique se situe à deux niveaux :

a) les nappes phréatiques peu profondes qui sont utilisées depuis longtemps pour la boisson et pour l'irrigation des nombreuses oasis de cette vaste zone de Sahara septentrional où domine le fluor. Voici quelques taux de minéralisation fluorée (9)

<u>Régions</u>	<u>Fluor en mg/l</u>
Béchar	0,20 à 0,70
Adrar - Timimoun	0,85 à 2,50
Chardaïa - El Goléa	0,20 à 1,30
Ouargla	1 à 2,20
Touggourt	2,55 à 5,90
El Oued	1,90 à 4,55
Biskra	1,75 à 2,10

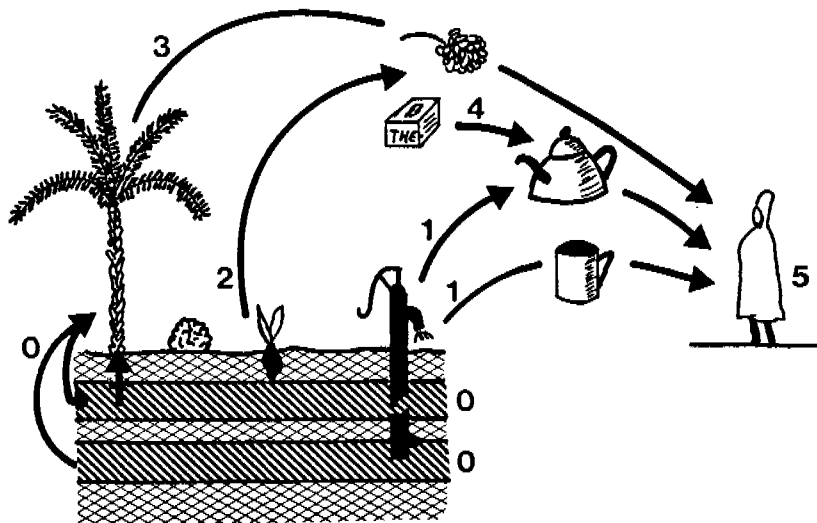
b) la nappe albiennne profonde qui semble s'étendre sur plus de 500 000 km² représente une ressource considérable d'eau et son exploitation se développe rapidement. Elle paraît relativement moins chargée en fluor.

<u>Régions</u>	<u>Fluor en mg/l</u>
Chardaïa	1,10 à 0,25
Ouargla	0,50 à 0,60
El Oued	1 à 2,15
Biskra	1,95 à 2,20

Le vecteur

Le fluor arrive à l'organisme humain par quatre voies principales (voir schéma ci-dessous, fig. 3)

Fig. 3. Circuit du fluor



L'eau de boisson

La consommation est en moyenne de 2 à 3 l/j, mais dans ces régions chaudes et sèches selon les saisons et le type d'activité, elle peut s'élever à 7 et 8 l/j.

Fruits et légumes frais

Bien que la consommation de végétaux frais soit modérée, il faut cependant en tenir compte comme l'indiquent certains taux de fluor (9) :

carottes	El Oued	3 à 4,65 mg/kg
	Magrane	7,66
	Touggourt	10
oignons	El Oued	2,40
	El Méghaïr	3,66
laitues	El Méghaïr	3,12

Les dattes

La consommation de dattes dans ces régions sahariennes est évidemment importante et dure pratiquement toute l'année; souvent les populations pensent qu'elle est à l'origine de la couleur foncée des dents atteintes de fluorose. Les dattes peuvent contenir entre 14 et 23 mg/kg de fluor.

Le thé

Consommé abondamment dans toutes ces régions, le thé est riche en fluor à la fois par l'eau qui sert à sa préparation et par la teneur habituelle du thé lui-même en fluor : 50 à 125 mg/kg, c'est-à-dire 0,41 à 2,2 mg/l d'infusion (12).

Réceptivité humaine : la fluorose

Il n'est pas étonnant que, dans ces régions subsahariennes, cette accumulation d'ingestion de fluor, qui peut dépasser 30 à 40 mg par jour (9), puisse se manifester sous forme d'une intoxication chronique plus ou moins marquée des populations.

Comment se manifeste la fluorose (5, 8, 9, 10)

- Les altérations dentaires sont les plus visibles et les plus impressionnantes. C'est le Darmous (ou daghmous) ou "maladie de l'émail taché". Elles surviennent généralement entre 6 et 12 ans et touchent les dents permanentes. L'émail perd progressivement son éclat, le fluor remplaçant le calcium des dents. La dent change de couleur pour devenir de plus en plus foncée. Des complications infectieuses aboutissent souvent à la chute spontanée des dents.
- Les altérations au niveau de l'ensemble du squelette consistent en un double processus d'ostéoporose, c'est-à-dire de décalcification de l'os qui devient léger et friable par manque de calcium, et l'ostéosclérose par hypercalcification de certaines régions de l'os.
- La fluorose se manifeste également par de nombreuses atteintes de l'organisme : altération de l'état général pouvant aboutir à la cachexie.

- Troubles métaboliques divers (du rapport phosphocalcique, des processus enzymatiques, du fonctionnement des glandes endocrines, de l'hémostase....).
- Atteinte de certains organes comme le rein.

Conditions d'apparition de la fluorose

Certaines facteurs interviennent pour accélérer ou aggraver l'intoxication fluorée :

- importance et durée de l'ingestion de fluor,
- âge et conditions personnelles d'adaptation,
- état de nutrition et type d'alimentation, apport vitaminique,
- association avec d'autres sels ingérés (calcium, magnésium, etc.).

Epidémiologie synthétique

La fluorose concerne toute la région du Sahara septentrional et déborde vers les Hauts Plateaux. Cette région riche, par ses oasis et son potentiel de développement agricole spécifique, est peuplée de plusieurs centaines de milliers d'habitants qui vivent en danger permanent de fluorose. Les statistiques malheureusement incomplètes ne donnent qu'une idée réduite, mais cependant éloquent, de l'endémie.

D'après une enquête du Professeur Syaud, de l'Institut de Stomatologie et de Chirurgie dentaire d'Alger (1966) :

75% de la population d'El Oued est porteuse de darmous,
98% des villageois du Souf sont atteints.

Une enquête de l'INSP montre l'importance de la fluorose dans ces régions :

- Ouargla	44%	- Touggourt	18%
- El Méghaïr	45%	- Djemaa	36%
- El Oued	20%	- Ghardaïa	1,3%
- Laghouat	3,2%	- El Goléa	2,5%

Autres problèmes de santé liés à la surcharge de l'eau en minéraux

L'analyse de l'eau dans les mêmes régions concernées par le fluor montre aussi une surcharge par d'autres sels notamment le calcium et le magnésium, comme le montre le tableau suivant (9) :

<u>Région</u>	<u>Calcium</u>	<u>Magnésium</u>	<u>Fluor</u> <u>(mg/l)</u>
Touggourt (nappe phréatique)			
Tamdla	880	355	1,65
M'Nagueur	72	202	2,55
Blidat Amor	432	107	1
El Oued (nappe phréatique)			
Béhima	76	189	2,50
Amiche	64	95	3,45
El Oued (nappe albienne)			
Hassi Hobba	30	109	2
El Oued ville	304	37	1
Biskra (nappe phréatique)			
Ouled Djellal	400	136	1,90
Oumache	8	580	3,45
Biskra (nappe albienne)			
Oumache	280	217	1,10
El Méghaïr	280	165	2,25
Tolga	352	88	1,90
Biskra ville	104	122	1

Notons enfin que l'on peut rencontrer d'autres types de minéralisation notamment par les nitrates dans la région de Sétif. Mais à notre connaissance, aucune enquête n'a été menée sur le plan épidémiologique.

Ebauche de stratégie et conclusions

Un coup d'oeil sur le diagramme précédent (fig. 3) nous montre les différents niveaux théoriques d'intervention pour réduire l'apport de fluor à l'organisme humain. Cependant plusieurs types de contraintes entrent en considération :

- faisabilité technique,
- coût de l'investissement,
- intérêt réel sur le plan économique (13),
- efficacité sur le plan médical (14, 15).

Telles sont très brièvement les propositions pratiques que nous pouvons formuler :

1) Niveau 0 : nappes phréatique et albiennne

- Etude sectorielle comparée pour une meilleure connaissance des ressources en eau en fonction de leur minéralisation polyvalente.
- La déminéralisation au niveau de l'irrigation ne semble pas techniquement rentable, du fait même que la richesse des végétaux en fluor est liée à la fois à la minéralisation du sol, à la qualité des eaux superficielles, à la forte évapotranspiration des plantes.

2) Niveau 1 : eaux de consommation

- Etudier la possibilité d'approvisionner les populations en eaux minérales légères, notamment pour l'alimentation des enfants (problèmes d'approvisionnement et de prix de revient, cependant les sources d'eaux légères existent un peu partout).
- Choix ou captage des eaux de la région les moins chargées en sels; la nappe albiennne en certains endroits est moins minéralisée que les eaux superficielles.
- Déminéralisation industrielle de l'eau destinée à l'usage domestique (problème de technique appropriée, de coût économique, de maintenance, d'effets aduerses sur la santé, de pollution secondaire, etc.).

3) Niveaux 2 et 3 : consommation de dattes, légumes, autres fruits

Il s'agit de ressources alimentaires vitales auxquelles il est sans doute peu souhaitable d'apporter des restrictions, sauf dans le cadre de l'équilibre de la ration alimentaire globale.

4) Niveau 4 : thé et aliments cuisinés

On ne peut que conseiller l'utilisation d'eau légèrement minéralisée.

5) Niveau 5 : la réceptivité humaine

- Développer et coordonner la recherche biologique et pharmacologique (niveau international).
- Enquêtes épidémiologiques systématiques sur les problèmes de santé liés à la qualité chimique des eaux (niveau national).
- Etude des facteurs secondaires qui interviennent dans la pathologie liée à la minéralisation de l'eau.
- Eventuellement évaluation de l'impact sur la santé des mesures mises en place.

REFERENCES

1. Ibn Sina, Al qanoun fi-t tib (Le canon de la médecine).
2. Aroua, A. Hygiène et prévention chez Ibn Sina, Société nationale d'édition et de diffusion, Alger.
3. OMS, Série de Rapports techniques, N° 532, 1973 (Les oligo-éléments en nutrition humaine).
4. Valeurs des oligo-éléments de l'eau pour la santé. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1978 (Chronique OMS, Vol. 32, N° 10, pp. 413-417).
5. Fluor et santé. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1972 (Série de Monographies, N° 59).
6. Harper H. Métabolisme de l'eau et des sels minéraux. In : Précis de biochimie, Armand Colin Ed., 1965, pp. 354-378.
7. Risques pour la santé du fait de l'environnement. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1972, pp. 64-75.
8. Bouaricha, Kh. Contribution à l'étude de l'intoxication fluorée chronique osseuse dans la région du Souf (Algérie). Thèse pour le doctorat en médecine, Alger, 1971.

9. Reggabi, M. Contribution à l'étude des effets toxicologiques et physiologiques du fluor lors de l'intoxication fluorée chez l'homme. Thèse pour le doctorat en sciences médicales, Alger, 1980.
10. Boudiaf, A. Darmous et parodontopathies, étude préliminaire dans une oasis du Souf. Thèse pour le doctorat de chirurgie dentaire, Alger, 1974.
11. Azout, B. Contribution à la recherche des causes de fluoroses d'origine alimentaire dans la région d'El Oued. INA, 1972.
12. Srebruik. Teneur en fluor de quelques thés. In : Frizmaa, S. & Vander Mignubug, Archives belges de Médecine sociale, 1975, N° 9-10, pp. 551-556.
13. Jonsson, E. La fluoration de l'eau est-elle une bonne affaire ? Genève, Organisation mondiale de la santé, 1981 (Forum mondial de la Santé, Vol. 2, N° 1, pp. 172-173).
14. Sidorenko, G.I. et al. Dessalement de l'eau et santé. Genève, Organisation mondiale de la santé, 1981 (Forum mondial de la Santé, Vol. 2, N° 2, pp. 298-306).
15. Les effets sur la santé de l'élimination - notamment par déminéralisation et dessalement - de substances présentes à l'état naturel dans l'eau de boisson, rapport sur la réunion d'un groupe de travail de l'OMS, Bruxelles, mars 1978. Copenhague, Bureau régional de l'OMS pour l'Europe, 1980 (Rapports et Etudes EURO, N° 16).

Annexe 3

LA COOPERATION TECHNIQUE EN MATIERE DE DEFLUORATION

T.K. Tjiok

Centre international de référence

pour l'approvisionnement public en eau et l'assainissement

Fluor et santé

La présence d'une faible quantité de fluor dans l'eau de boisson est bénéfique, car la preuve semble faite que l'absorption de fluor protège les dents contre la carie. Un certain nombre de pays pratiquent donc la fluoration de l'eau de boisson. Une trop forte quantité de fluor peut toutefois avoir des effets nocifs sur la santé; lorsque le taux dépasse 1,5 mg/l, quelques cas de dysplasie dentaire ("mottled enamel" ou "émail marbré") ont été rapportés et, entre 3 et 6 mg/l, des cas de fluorose du squelette ont pu être observés; lorsque le taux excède 10 mg/l, la fluorose peut prendre un caractère invalidant. La consommation d'eau de boisson est fonction de la température ambiante et les limites recommandées sont, par conséquent, variables. Les aliments constituent également une source importante de fluor; c'est le cas, par exemple, de certains poissons, de certains végétaux, du thé, etc. Dans les nouvelles Directives OMS pour la qualité de l'eau de boisson (1981), le taux de 1,5 mg/l est considéré comme un taux limite au-delà duquel il est recommandé de prendre des mesures correctives.

Présence de fluor dans les sources d'approvisionnement en eau

En raison de sa réactivité, le fluorure est présent dans divers minéraux du sol. Il est fréquent d'en trouver aussi dans les eaux souterraines.

Dans la province de la Pampa, en Argentine, des eaux souterraines contenant de 3 à 8 mg de fluor par litre servent de sources d'approvisionnement en eau de boisson. Au Kenya, on a entrepris la collecte et l'analyse d'échantillons des eaux de surface et des eaux souterraines sur tout le territoire du pays afin d'établir une carte nationale des fluorures.

Une première évaluation des données chimiques en Ethiopie a fait apparaître des taux de fluorure supérieurs à 3 mg/l dans 200 localités. Dans une région, 30% des échantillons contenaient de 12 à 30 mg/l de fluorures. Des valeurs allant de 3,2 à 92 mg/l ont été enregistrées en Tanzanie et des taux plus élevés encore ont été signalés.

En Inde, les zones d'incidence des fluorures ont été classées en quatre catégories : 0 à 1,5 mg/l; 1,5 à 4 mg/l; 4,8 à 8 mg/l; plus de 8 mg/l.

Bien qu'il existe plusieurs procédés de défluoration (c'est-à-dire d'élimination des fluorures), il faut toujours se poser la question de leur coût et de leurs possibilités d'utilisation, compte tenu des capacités locales et des autres sources d'approvisionnement en eau; s'il n'existe aucune source convenable à proximité, le traitement des eaux de surface et les opérations de pompage peuvent entraîner des frais appréciables.

Méthodes de traitement

Un certain nombre de méthodes de traitement permettant d'abaisser la teneur des eaux en fluorures vont être examinées ci-après.

Méthode à l'alun

La coagulation à l'alun après addition de chaux permet d'éliminer les fluorures avec le floc de précipitation. Cette élimination dépend de la teneur des eaux en fluorures et de leur degré d'alcalinité. Ce procédé présente l'avantage de faire appel à des substances chimiques peu coûteuses et faciles à trouver; mais l'inconvénient est qu'il exige une grande quantité d'alun. L'addition simultanée d'hypochlorite de calcium peut permettre, en même temps, la désinfection. Le National Environmental and Engineering Research Institute, en Inde, a procédé à des expériences afin de populariser une méthode de traitement de l'eau par petites quantités pour laquelle il suffit de disposer de seaux.

Exemple : 40 litres d'eau à 5,90 mg de fluor par litre, d'un pH de 7,8 et d'un degré d'alcalinité de 710 mg de CaCO_3 par litre ont été mélangés avec 40 mg de chaux et 800 mg d'alun par litre pendant 10 minutes, puis on a laissé le mélange reposer pendant une heure. On a alors mesuré le pH, l'alcalinité et les

fluorures résiduels (obtenant respectivement un pH de 6,4 et des taux de 300 mg de CaCO_3 et 0,74 mg de fluor par litre) et décanté l'eau en vue de son utilisation.

Bien qu'apparemment simple, ce procédé ne sera peut-être pas automatiquement adopté par le public qui peut ne pas en percevoir les bienfaits sur le plan de la santé. Il faut s'attendre à quelques difficultés et notamment prévoir un travail de vulgarisation considérable et des activités de surveillance et de formation des utilisateurs pour l'exécution correcte des opérations. Dans les stations centrales de traitement prévues pour desservir une collectivité tout entière, si l'on veut garantir la continuité de l'approvisionnement, il faut pouvoir disposer d'opérateurs convenablement formés et d'un service d'entretien.

Echange d'ions/procédé d'adsorption

- 1) Procédé faisant appel à de la poudre ou de la cendre d'os ou à du phosphate tricalcique;
- 2) procédé à l'alumine activée.

Dans ce procédé, l'eau passe par une colonne échangeuse d'ions. Les fluorures sont adsorbés dans le lit jusqu'à saturation. Au contact d'une solution de soude, les fluorures sont ensuite libérés et le lit retrouve sa capacité originelle. La régénération de la colonne se fait par rinçage à l'acide dilué.

a) Poudre d'os, etc.

Au cours d'études effectuées en station pilote à l'Office national de l'Eau de Boisson de Buenos Aires, on a réussi à éliminer les fluorures par passage de l'eau sur colonne de poudre d'os traitée. Il se produit un échange entre le carbonate du principal composant, c'est-à-dire $3 \text{Ca}_3 (\text{PO}_4)_2 \cdot \text{CaCO}_3$, et les fluorures. Une fois saturé, le lit est régénéré avec une solution d'hydroxyde de sodium dont l'excès est neutralisé à l'aide d'une solution d'anhydride carbonique.

La cendre d'os (noir animal) et le phosphate tricalcique synthétique ont été utilisés comme matériau d'échange dans des stations situées aux Etats-Unis d'Amérique. Mais, lorsque l'eau contient de l'arsenic, la cendre d'os subit des modifications irréversibles, ce qui rend son utilisation impossible en pareil cas.

b) Filtration sur alumine activée

Ce procédé est appliqué dans des stations d'épuration depuis un certain nombre d'années. On a constaté que l'adsorption des fluorures sur lit d'alumine activée atteignait son maximum lorsque le pH était de 5,5 car, à ce niveau, l'interférence des autres ions était minimale. Ce procédé exige toutefois un ajustement minutieux du pH à l'acide sulfurique dilué. Lorsque le pH est plus élevé, l'efficacité décroît.

L'utilisation d'alumine activée présente un certain nombre d'avantages : forte spécificité vis-à-vis des fluorures, faible perte de charge, coût relativement modeste et forte capacité d'échange (des chiffres supérieurs à 4500 g/m³ ont été enregistrés). L'alumine activée, en granulations de -28+48 par exemple, peut être trouvée dans le commerce et l'équipement à utiliser est analogue à l'équipement standard d'échange d'ions.

Si l'on dispose d'opérateurs convenablement formés et sérieux, l'échange d'ions, avec les diverses opérations de traitement, de détassage, de régénération et de rinçage, qu'il suppose et qui ne sont pas sans analogies avec les opérations industrielles d'adoucissement de l'eau, par exemple, ne devrait pas présenter de trop gros problèmes. Par ailleurs, on peut essayer de simplifier le processus, en opérant, par exemple, avec un pH supérieur à 5,5 (la perte d'efficacité qui en résulterait pourrait être compensée par la réduction de la quantité d'acide à utiliser ou même par la suppression pure et simple de l'obligation d'utiliser de l'acide), en procédant à la régénération et au rinçage par lots et non en continu, etc. Pour le bon fonctionnement de l'échangeur, un approvisionnement régulier en produits chimiques est indispensable et il faut pouvoir se procurer les pièces détachées et le matériel nécessaire au fonctionnement de l'appareil, lesquels doivent fréquemment être importés.

Coût

Une étude de l'Environmental Protection Agency, aux Etats-Unis, sur le coût des techniques de traitement de l'eau a montré que les coûts de construction, d'exploitation et d'entretien dans le procédé d'élimination des fluorures à l'alumine activée étaient comparables à ceux de l'adoucissement par échange d'ions.

Dans le cas de l'osmose inverse, procédé également possible pour l'élimination des fluorures, le fonctionnement et l'entretien

sont de deux à cinq fois plus coûteux, en raison du prix élevé de l'énergie. Les chiffres montrent également que l'on peut réaliser des économies d'échelles.

Chiffres indicatifs (1978)

(pour une élimination des fluorures de l'ordre de 3,0 à 0,5 mg/l)

Capacité de production	80 m ³ /heure
Coût de construction	US\$92 000
Entretien, énergie et main-d'oeuvre (régénération et évacuation des saumures non comprises)	US\$0,03/m ³

On a essayé d'estimer les coûts de la méthode à l'alun, en Inde, en 1979. Les dépenses de fonctionnement (produits chimiques et énergie) et le coût total d'exploitation (y compris l'entretien, l'amortissement, les intérêts et la main-d'oeuvre) pour ramener le taux de fluor de 2-10 mg/l à 1 mg/l dépendent de la qualité de l'eau (alcalinité, teneur en fluorures).

Capacité de production	104 m ³ /heure
Dépenses de capital	US\$67 000
Dépenses de fonctionnement	US\$0,02 - US\$0,15/m ³
Coût total d'exploitation	US\$0,04 - US\$0,17/m ³

Les distances maximales en kilomètres en Inde ont fait l'objet d'estimations; la défluoration est recommandée si aucune source d'approvisionnement en eau de bonne qualité n'est disponible à l'intérieur de ce périmètre. Là encore, selon les besoins chimiques pour les diverses qualités d'eau, la distance maximale le long de laquelle l'eau (traitement non compris) doit être pompée par un pipe-line de 6 pouces de diamètre peut varier entre 7 et 28 km.

Dans bien des pays, toutefois, le traitement reste coûteux. En mélangeant avec de l'eau brute et en réservant l'eau traitée uniquement à la consommation, on accroîtrait la faisabilité, mais il serait sans doute nécessaire de mettre en place un système de distribution, avec tous les problèmes d'organisation que cela peut poser. Les chiffres donnés plus haut n'ont qu'une valeur indicative et une étude de faisabilité couvrant tous les aspects de la mise en place d'un système d'approvisionnement continu et sûr devrait être réalisée dans chacun des cas.

Coopération technique entre pays en développement (CTPD)

Partout dans le monde, en Amérique latine, en Afrique du Nord, en Afrique orientale et sur le continent asiatique, il existe des régions où les sources d'approvisionnement en eau de boisson contiennent une quantité excessive de fluor.

Plusieurs des questions qui demandent à être étudiées lorsque l'on met sur pied un programme de défluoration dans les pays en développement ont été évoquées plus haut. De nombreuses chausse-trappes attendent l'ingénieur qui doit se montrer prudent et prévoir des solutions de rechange, la préférence devant être donnée aux systèmes les plus simples et les plus fiables.

Comme on l'a vu, des activités sont déjà en cours dans un certain nombre de pays en développement. Bien que les procédés soient connus, il faut encore que le personnel autochtone puisse acquérir les connaissances techniques nécessaires, étudier les adaptations éventuelles aux conditions locales, apprendre à faire fonctionner des stations pilotes et mettre au point les méthodes appropriées aux conditions locales. Dans le cadre de la Décennie internationale de l'eau potable et de l'assainissement, la Conférence des Nations Unies sur l'eau a recommandé que les pays en développement encouragent la coopération entre eux pour le développement de technologies appropriées et pour la formation et l'échange d'experts et de données d'information, afin que l'expérience disponible puisse être utilisée et adaptée à la situation de chaque pays. Les établissements de recherche et/ou d'enseignement qui ont un programme de défluoration pourraient offrir la jouissance de leurs installations dans le cadre d'un programme commun et transmettre leurs connaissances à d'autres pays grâce à des activités de formation et à des études expérimentales. Les doubles emplois pourraient être évités et il faudrait s'assurer de la complémentarité des efforts, qui garantit l'usage le plus efficace de ressources peu abondantes.

Le séminaire devrait permettre de cerner les problèmes posés par le fluor et d'identifier les plans établis pour surmonter ces problèmes dans les pays participants. Par la même occasion, la nécessité et l'intérêt d'un programme commun de coopération technique en matière de défluoration pourront être explorés.

Annexe 4

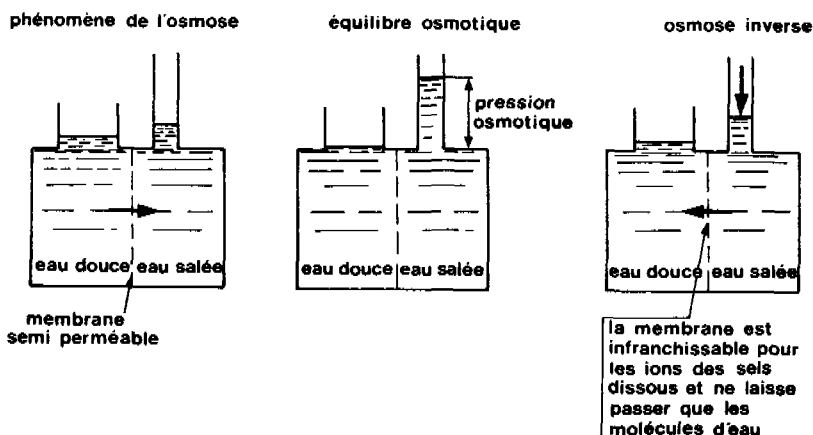
OSMOSE INVERSE : ASPECTS THEORIQUES

Professeur A. van Haute
Institut de Chimie industrielle
Louvain, Belgique

1. Principe du procédé (fig. 1)

Le phénomène d'osmose est connu depuis longtemps. Les membranes dites osmotiques sont perméables à l'eau pure, mais constituent des barrières infranchissables pour tous les corps dissous à l'état moléculaire ou les particules colloïdales; pour cette raison, on dit que ces membranes sont semi-perméables. Dans une cuve divisée par une membrane semi-perméable en deux compartiments ouverts, si l'un des compartiments contient de l'eau pure et si l'autre contient une solution saline, on constate que l'eau pure traverse la membrane vers la solution saline et que la pression du côté de cette dernière augmente. Quand cette pression atteint une certaine valeur, appelée pression osmotique, le débit d'eau pure traversant la membrane s'annule.

Fig. 1. Principe du procédé



La pression osmotique π d'une solution est proportionnelle à la quantité de molécules ou d'ions présents :

$$\pi = \frac{n}{V} R.T. \quad (1)$$

n : nombre de molécules ou d'ions de soluté
V : volume moléculaire du solvant
R : constante des gaz parfaits
T : température absolue

Ainsi l'eau de mer, contenant dans chaque litre environ 35 g de différents sels et principalement du chlorure de sodium, a une pression osmotique de 25 bars, par rapport à l'eau pure, tandis qu'une eau contenant un gramme par litre de sels dissous (par exemple l'eau de forage) a une pression osmotique voisine de 0,7 bar.

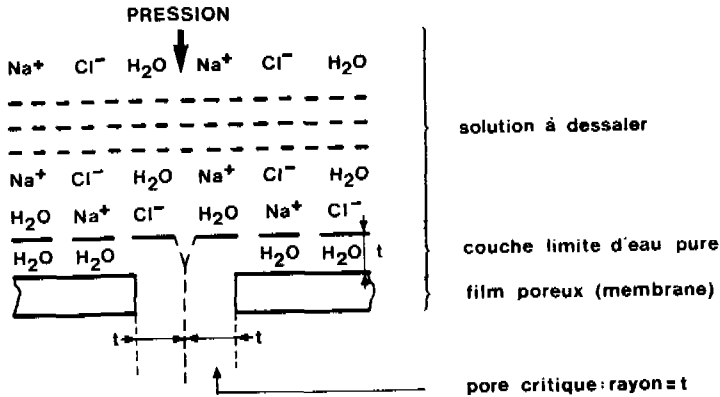
Si l'on applique à la solution saline une pression supérieure à la pression osmotique, une certaine quantité d'eau pure filtre en sens inverse à travers la membrane vers le compartiment d'eau pure. On conçoit donc qu'une circulation continue d'eau saline sous une telle pression devant la membrane permette la production continue d'eau pure à travers cette dernière, avec rejet de saumure. Tel est le principe du procédé de l'osmose inverse.

En dehors du dessalement, cette méthode peut aussi rendre de nombreux services à l'industrie alimentaire (par exemple la concentration de jus de fruits, etc.), en tant que technique d'épuration des eaux résiduaires industrielles permettant de recycler l'eau douce (ou même de la rendre potable), comme étape dans la préparation d'eau très pure lorsque l'osmose inverse est suivie, par la suite, d'un processus de déminéralisation (justifiable économiquement seulement lorsque la concentration en sel est inférieure à 200 ppm) et même dans l'industrie chimique afin d'extraire plus facilement l'eau résiduaire des produits précieux après concentration.

2. Les membranes

Si le principe du procédé paraît simple, tout dépend cependant de la disponibilité de membranes semi-perméables adéquates. Pour expliquer la cause de cette semi-perméabilité, il faut en revenir à la théorie dite "solution-diffusion" (Lonsdale) qui

s'appuie sur la solubilité de l'eau dans le matrix de polymérisation (liaison d'hydrogène) suivie de diffusion. La théorie dite "sorption préférentielle - écoulement capillaire" (Sourirajan) a également ses adeptes. Celle-ci peut être énoncée comme suit :



Le matériau de la membrane est choisi pour pouvoir récupérer l'eau d'une solution salée par sorption préférentielle de sorte qu'il se forme sur la membrane une couche monomoléculaire composée d'eau pure. Le rayon des pores de la membrane doit être inférieur à l'épaisseur de la couche d'eau (t). Sous l'influence de la pression continue, l'eau douce s'écoulera à travers la membrane.

Dans la pratique, les membranes doivent répondre aux exigences suivantes :

1. un débit d'eau douce élevé. On appelle "conversion" le pourcentage d'eau brute convertie en eau traitée; une conversion de 65% signifie donc que 650 litres d'eau pure sont produits à partir de 1000 litres d'eau salée;
2. un faible "coefficient de passage de sel (C_p/C_s).100 (dans cette expression C_p et C_s représentent les concentrations du soluté dans l'eau de production et dans l'eau salée), donc un rejet important de sel

$$100 (1 - C_p/C_s) = 100 \frac{C_s - C_p}{C_s}$$

3. une résistance mécanique satisfaisante en cas de fonctionnement à haute pression;

4. une stabilité chimique et bactériologique satisfaisante.

Certaines exigences sont contradictoires; en effet, le 2) requiert une faible porosité alors que le 3) exige une épaisseur suffisante, l'une et l'autre exigence étant désavantageuses au 1). Il faudra donc trouver un compromis acceptable.

Les flux Q d'eau et de sel par unité de surface à travers les membranes peuvent être exprimés par les équations :

$$Q_{\text{eau}} = \frac{A}{e} \cdot (\Delta p - \Delta \pi) \quad (2)$$

$$Q_{\text{sel}} = \frac{B}{e} \cdot \Delta C \quad (3)$$

dans lesquelles :

A, B : coefficients de perméabilité de la membrane au solvant et au soluté, qui sont influencés par la nature de la membrane et de la température

$\Delta p, \Delta \pi$: différences des pressions appliquées et osmotiques

ΔC : différences de concentration du soluté ce chaque côté de la membrane

e : épaisseur de la membrane

L'équation 2 représente l'expression du transport de l'eau pure à travers une membrane semi-perméable. Le débit d'eau est directement proportionnel à la pression efficace appliquée au-dessus de la membrane. Cette pression efficace est égale à la différence des pressions appliquées et osmotiques. Le flux de sel (équation 3) est essentiellement fonction de la différence de concentration existant en amont et en aval de la membrane et indépendante de la pression appliquée. De ce fait, la quantité d'une eau épurée par osmose inverse est sensiblement améliorée par une augmentation de la pression d'alimentation.

Un autre paramètre influe sur les performances d'un système d'osmose inverse : la température.

Lorsque la température augmente, la viscosité de l'eau diminue.

Il en résulte un accroissement du coefficient de diffusion de l'eau dans la membrane de l'ordre de 3% par degré aux environs de 20 °C. Le coefficient de diffusion du sel est également affecté à peu près de la même façon, si bien que la qualité de l'eau produite est pratiquement indépendante de la température de fonctionnement.

Les membranes les plus appropriées sont les membranes asymétriques en feuilles minces ou en fibres creuses.

2.1 Les membranes en feuilles minces

2.1.1 Le matériau de la membrane le plus utilisé est le 2,5 - acétate de cellulose (c'est-à-dire que 2,5 groupes d'hydroxyde sur 3 provenant de la cellulose d'origine sont remplacés par des groupes d'acétate) qui, en fait, est de l'acétate de cellulose ayant une teneur de 39,8% d'acétylène. La méthode de production de la membrane est avant tout significative.

Actuellement, les membranes sont obtenues au moyen d'un mélange acétate de cellulose/acétone/formamide, 25/45/30 (% en poids), qui est coulé à la température ambiante sur un support de verre; les membranes cylindriques peuvent être coulées entre une sphère de coulée fixe suspendue et un tube tombant verticalement. L'évaporation naturelle du solvant (acétone) de la couche superficielle du film, qui se produit lors de la coulée, permet d'obtenir une peau superficielle adéquate (voir ci-dessous). Le film est alors immergé pendant une heure dans de l'eau glacée; le reste de l'acétone et la formamide sont lessivés et remplacés par de l'eau. L'on obtient ainsi un gel d'acétate de cellulose et d'eau qui est encore immergé pendant 5 à 10 minutes dans un bain d'eau chaude afin de réduire les pores à travers lesquels la structure de dessalement adéquate est obtenue.

La membrane a finalement la structure suivante :

1. une couche superficielle (peau) peu poreuse avec une épaisseur de 0,25 μm et des pores inférieurs à 10 nm (0,01 μm); c'est la couche active empêchant le passage du sel;

2. sous celle-ci, une masse poreuse (55% de pores), spongieuse, d'une épaisseur de 100 μm avec les pores d'une moyenne de 0,1 μm , servant de support.

Etant donné que la couche empêchant le passage du sel est très fine, ces membranes permettent d'obtenir un débit d'eau douce acceptable. Pendant le traitement d'osmose inverse, la membrane est utilisée avec sa couche superficielle active tournée vers la solution concentrée.

Des membranes d'acétate de cellulose ayant différentes caractéristiques de dessalement peuvent être obtenues par un traitement thermique (après formation du gel) à différentes températures; plus haute est la température (jusqu'à 90 °C), plus étanche ou semi-perméable est la membrane : le flux de l'eau diminue, mais la membrane a de meilleures caractéristiques de rejet de sel; elle est donc plus sélective.

Le rejet de sel par ces membranes, qui, en général, s'améliore lorsque la valence des ions en solution augmente, peut aller jusqu'à un maximum de + 98%. Ces membranes ne sont donc pas conçues pour le dessalement d'eau de mer en une étape, étant donné que, par exemple pour une conversion de 30%, on requiert un rejet de sel de $\frac{35.000/0,7 - 500}{35.000/0,7} \times 100 = 99\%$. Elles sont donc

$$\frac{35.000/0,7 - 500}{35.000/0,7} \times 100 = 99\%$$

uniquement utilisées dans des installations de dessalement d'eau saumâtre. La qualité de l'eau douce est donc principalement déterminée par les caractéristiques empêchant le sel de passer à travers la membrane. Il y a lieu de faire remarquer que les bactéries et virus sont retenus par ces membranes.

Il n'est naturellement pas possible de donner un chiffre absolu du débit d'eau douce étant donné que cela dépend de différents facteurs : le débit augmente avec la pression et la température ainsi qu'avec une diminution de la concentration de sels dissous de l'eau d'alimentation, de même en cas de plus faible sélectivité des membranes. Ainsi, pour l'épuration de l'eau potable contenant 1000 ppm de sels, en appliquant une pression de 4 bars, on obtient seulement 25 l/m²-jour, tandis que dans le cas de membranes hautement sélectives, on peut atteindre des productions allant jusqu'à 1000 l/jour-m² en utilisant des pressions jusqu'à 130 bars dans le cas d'eau saumâtre.

On doit également tenir compte d'une concentration de polarisation le long de la paroi de la membrane, surtout à la sortie de

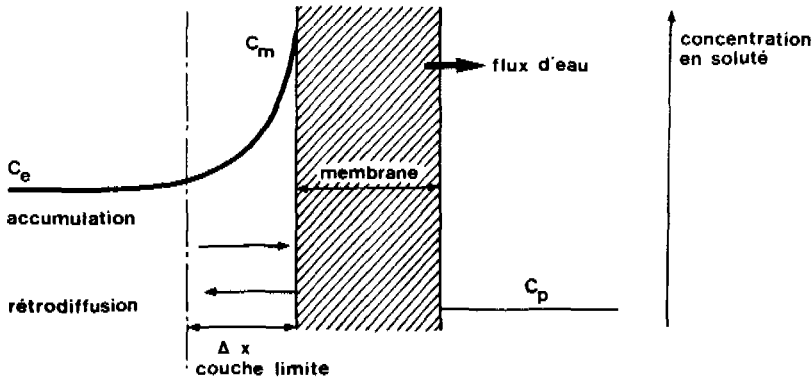
l'installation où la saumure peut être très concentrée. En effet, dans une section donnée, la concentration du soluté à la surface de la membrane, C_m , est différente de celle du milieu de la section, C_e :

$$C_m = \psi C_e \quad (4)$$

où ψ est appelé coefficient de polarisation (fig. 2). La couche de polarisation, appelée encore couche limite par analogie avec les transferts de fluides dans les conduites cylindriques, résulte :

- d'une accumulation de soluté par le mouvement du liquide vers la membrane
- de phénomènes inverses de diffusion sous l'effet de leur concentration.

Fig.2. Coefficient de polarisation = $\frac{C_m}{C_e}$



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 faut tenir compte de cette concentration de polarisation lors de la détermination de la pression osmotique. Normalement, la quantité de saumure qui sort de l'installation équivaut à 25 à 50% de l'alimentation, de sorte que cette saumure renferme de 2 à 4 fois la quantité de sels dissous d'origine. Des flux d'eau douce élevés entraînent une concentration de saumure importante à la paroi de la membrane augmentant ainsi les effets de polarisation et diminuant la qualité de l'eau douce. 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 de ces membranes, sous l'influence de la pression, est un problème supplémentaire. La compaction est plus prononcée pour les structures d'acétate de cellulose ouvertes et s'accroît avec la pression surtout au-dessus de 50 bars. En plus de l'exigence de fabriquer une membrane efficace, il est absolument nécessaire d'avoir sous la membrane un support (par exemple, gaze de nylon) ayant une porosité de 25 à 50 μ m, non seulement du point de vue résistance mécanique, mais également pour l'évacuation de l'eau douce de la surface de séparation membrane/couche de support.

Enfin, les membranes d'acétate de cellulose sont sujettes à l'hydrolyse lorsque le pH de l'eau d'alimentation n'est pas adapté. Une valeur de 5 à 6,5 doit être maintenue. Elles sont également sujettes à une attaque bactérienne. Elles résistent assez bien au chlore.

La durée de vie des membranes actuelles d'acétate de cellulose est de 1,5 à 2 ans.

2.1.2 Pour dessaler l'eau de mer en une étape, on doit utiliser des membranes composites. Ces dernières sont obtenues en produisant un film extra-fin de polymère semi-perméable en poly(ether/amide) sur une fine surface poreuse d'une membrane de support d'une grande perméabilité à l'eau, au moyen d'une polycondensation de surface "in situ". Les propriétés de ces membranes peuvent être comparées à celles de certaines fibres polyamides (voir ci-après) sur le plan au point du rejet du sel.

2.2 Les membranes en fibres creuses

2.2.1 Les premières fibres utilisées étaient composées de polyamides linéaires (nylon). Celles-ci ont été remplacées plus tard par des polyamides aromatiques (polyaramides) aux propriétés meilleures. Les fibres polyamides creuses sont plus fines qu'un cheveu humain. Elles ont un diamètre extérieur de 85-100 μ m et un diamètre intérieur de 42 μ m. Elles ressemblent à des tubes à parois épaisses; elles résistent à une pression extérieure et ne nécessitent donc pas de couche de support. Tout comme les membranes d'acétate de cellulose, elles ont une structure asymétrique.

Elles sont obtenues, au départ, par filage d'une solution de polyamides et de sels inorganiques dans du diméthylacétamide; la filière permet de souffler de l'azote par le centre des fibres. Les fibres filées entrent d'abord en contact avec de l'azote chaud et une partie du solvant s'évapore, donnant lieu à une fine peau extérieure de 0,1 à 1 m d'épaisseur qui empêche le passage du sel. Ensuite, les fibres passent dans un bain d'eau qui extrait les restes du solvant et des sels inorganiques; ainsi se forme une couche intérieure poreuse. Afin de maintenir les propriétés asymétriques de la membrane, les fibres sont conservées à l'état mouillé. Un traitement thermique augmente la résistance des fibres creuses contre la déformation et en améliore les propriétés de rejet de sel.

En comparaison avec les membranes d'acétate de cellulose, le flux de l'eau est moindre, mais les fibres polyamides creuses peuvent être serrées étroitement, de sorte que la surface active par unité de volume est de 10 à 100 fois plus grande que dans des installations pour membranes d'acétate de cellulose.

Les fibres polyamides ne sont sujettes ni à l'hydrolyse ni à une attaque bactérienne. Leur durée de vie peut être de 5 ans pour toutes les valeurs de pH comprises entre 4 et 11. Les polyamides ont une résistance moindre au chlore.

Les premières fibres polyamides (Modules Permasep B-9 de Du Pont, fonctionnant sous une pression de 28 bars) qui sont apparues sur le marché avaient un rejet de sel de plus de 90% et étaient uniquement utilisées pour le dessalement de l'eau saumâtre. Plus tard, d'autres fibres polyamides sont apparues sur le marché (Modules Permasep B-10, fonctionnant sous une pression de 56 bars, également de Du Pont), permettant le dessalement de l'eau de mer en une étape. Le rejet de sel de ces fibres est, en effet, supérieur à 98,5%; l'amélioration du rejet de sel est obtenue par une légère modification de la structure polyamide et un traitement des fibres à l'acide tannique après filage.

2.2.2 Il existe également des fibres creuses composées d'acétate de cellulose et de triacétate de cellulose ayant un diamètre respectivement de 100 et 50% plus grand que celui des fibres polyamides. Les fibres d'acétate de cellulose sont utilisées essentiellement pour le dessalement de l'eau saumâtre, comme c'est le cas pour les membranes planes qui possèdent des propriétés analogues.

Les fibres de triacétate de cellulose ayant une capacité de rejet du sel atteignant 99,8% sont prises en considération pour le dessalement de l'eau de mer en une seule étape; elles sont obtenues de la même façon que les fibres polyamides par un procédé de filage humide. Par ce procédé, les fibres sont allongées dans la direction de leur axe entraînant inévitablement l'augmentation de l'orientation du polymère, ce qui donne un flux d'eau inférieur à celui des membranes planes, d'autre part, on obtient également une structure plus dense permettant un rejet de sel supérieur.

3. Modules

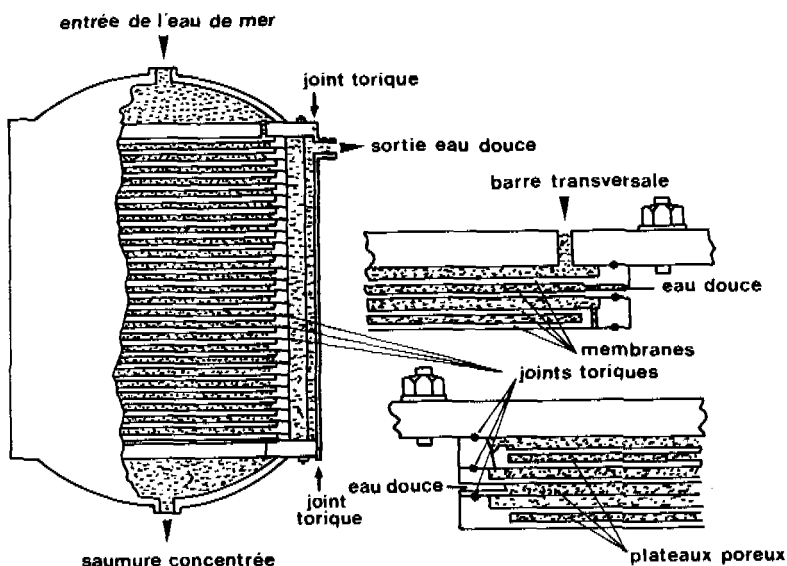
Les membranes, avec leur très faible épaisseur, ne peuvent être utilisées telles qu'elles sont produites dans les ateliers de fabrication. Elles doivent être disposées dans des ensembles assurant la tenue à la pression (quelques dizaines de bars), la distribution correcte de l'eau brute et la collecte de l'eau épurée.

La solution généralement adoptée consiste dans la fabrication en série de modules faciles à manipuler dont on associe un certain nombre pour constituer la base d'une installation, comme décrit plus loin.

Il existe différents types de modules où les membranes sont utilisées sous forme de disques plats, de tubes, d'enroulements en spirales ou de fibres creuses.

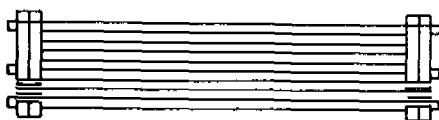
Les premières installations pouvaient être comparées à des filtres-presses classiques employés dans l'industrie chimique (fig.3). Elles consistent en un ensemble de plateaux en matière plastique disposés en parallèle fonctionnant comme appui pour les membranes qui les enrobent; les plateaux sont cannelés afin de faciliter l'évacuation de l'eau douce. Les plateaux sont fixés dans un cadre à une distance de 1 à 2 mm chacun. L'eau salée circule donc dans une direction alternée du haut vers le bas à travers l'ensemble des plateaux. Ce type de module n'est pas intéressant pour le dessalement de l'eau étant donné les coûts d'investissement; il peut toutefois servir encore pour des applications spéciales, le remplacement des membranes étant assez facile.

Fig. 3. Installation type filtre-presse



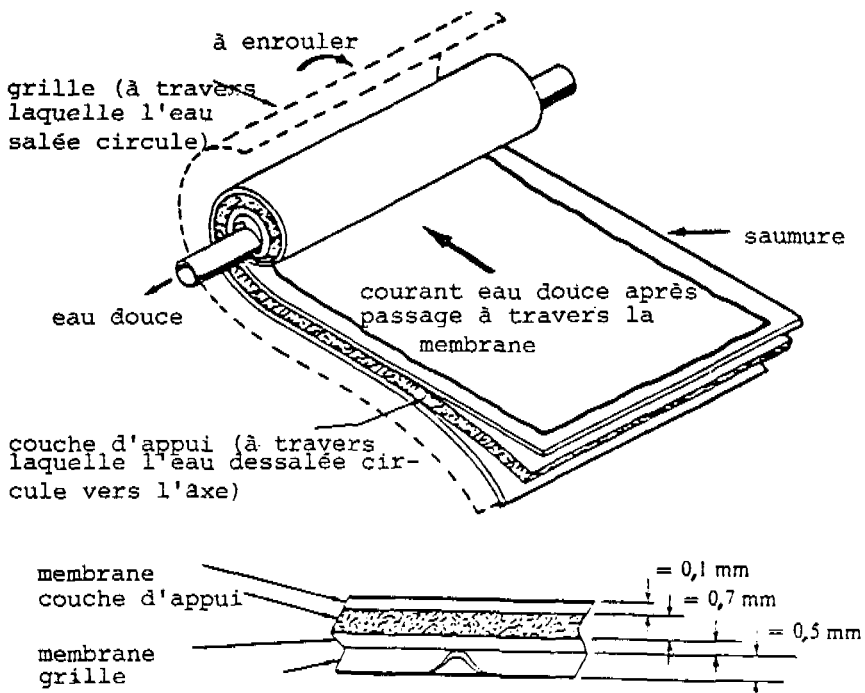
La construction tubulaire fait usage d'un support tubulaire résistant à la pression (par exemple un tuyau poreux époxy en fibre de verre) d'un diamètre intérieur de 1 à 2 cm et d'une longueur par exemple de 2,5 m, dans lequel la membrane est introduite ou est directement coulée. L'eau salée circule axialement dans le tube tandis que l'eau douce circule transversalement à travers la membrane et le support poreux. La plupart du temps, quatre à dix-huit de ces tubes forment une unité (fig. 4) qui ressemble à un échangeur de chaleur. Il n'est pas nécessaire d'avoir une enveloppe de pression comme dans le cas précédent.

Fig. 4. Construction tubulaire



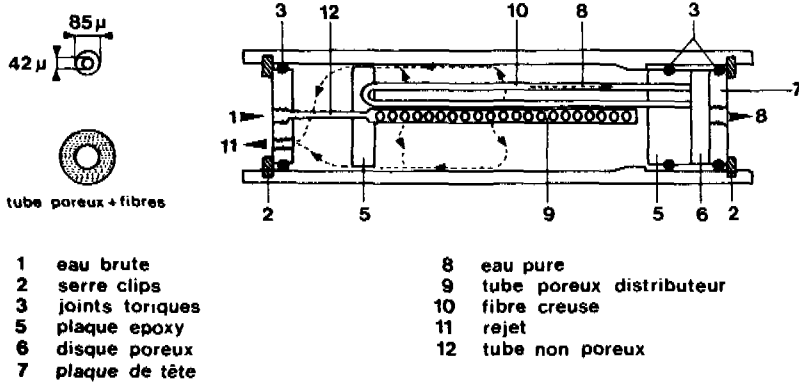
Pour les modules à enroulement spiral (fig. 5), les unités de production sont construites au départ de deux feuilles de membranes placées en forme de "sandwich" avec à l'intérieur un support très poreux mais incompressible (+ 1 mm d'épaisseur), par exemple en tissu de nylon. A une extrémité de ce "sandwich", les membranes sont collées sur un tube perforé en matière plastique. 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 contiguës qui autrement se toucheraient. 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 plastique central où elle quitte l'unité. Un tel module à enroulement spiral est très compact, ayant jusqu'à 300 à 1000 m² de surface de membrane par m³ de volume.

Fig. 5. Membranes à enroulement spiral



Les fibres creuses de nylon exigent une enveloppe de pression (fig. 6). Les fibres revêtent la forme d'une boucle, de sorte que leurs deux extrémités ouvertes passent à travers une plaque d'étanchéité en résine époxy vers l'extérieur de l'enveloppe de pression.

Fig. 6. Modules à fibres creuses



Une enveloppe de pression de 25 cm de diamètre peut contenir plusieurs millions de fibres; pour un corps de pression d'une longueur de 1,5 m, la longueur des fibres peut aller jusqu'à 3 m. On réalise des surfaces de membrane jusqu'à 30 000 m² par m³ de volume. L'eau salée s'écoule sous pression à l'extérieur des fibres tandis que l'eau douce se dirige à travers les fibres vers l'extrémité ouverte en passant par le centre des fibres creuses. On pourrait également concevoir un écoulement en sens inverse, mais la première méthode est pourtant à conseiller parce que ces fibres résistent mieux à la compression qu'à la traction et que, lors de la rupture d'une fibre, celle-ci est comprimée et obturée, ce qui évite à l'eau douce d'être souillée par la saumure; aussi, l'épuration des fibres est plus facilement réalisable quand l'eau salée reste à l'extérieur.

4. Montage

Pour les grandes installations, on utilise uniquement des modules à enroulement spiral ou des fibres creuses, et ce pour des raisons économiques et technologiques.

Ces modules exigent avant tout un traitement préliminaire très poussé de l'eau brute afin de prévenir leur obstruction par encrassement. Un adoucissement par le procédé à la chaux, une correction du pH, une filtration sur sable, une addition de polyphosphate et une utilisation de filtres à cartouches (par exemple, de porosité 5 μm pour les fibres creuses et 10 μm pour les modules à enroulement spiral) peuvent être nécessaires. Afin d'éviter le développement d'organismes dans les canalisations, on peut également ajouter de petites quantités de chlore à condition de déchlorer à l'entrée des modules s'ils sont sensibles au chlore. Des nettoyages chimiques sont à prévoir systématiquement pour éviter que les encrassements de modules ne deviennent irréversibles.

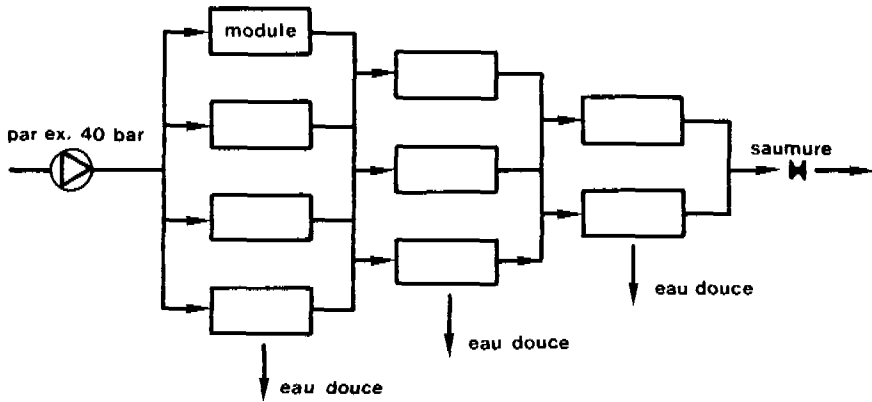
Les membranes tubulaires sont moins sensibles à l'encrassement et peuvent facilement être nettoyées mécaniquement ou chimiquement de sorte que, nonobstant les coûts élevés pour ce type de membranes, elles puissent encore être intéressantes pour, par exemple, le dessalement d'une eau moins bien prétraitée.

Enfin, il y a lieu de maintenir la vitesse du liquide suffisamment élevée dans toute l'unité d'osmose inverse, ceci étant une première exigence afin de limiter le plus possible les conséquences défavorables de la polarisation de concentration, de l'entartrage et de l'encrassement. Cette vitesse peut uniquement être trop basse lorsque la conversion devient supérieure à 50% puisqu'alors le débit restant de la saumure concentrée diminue de plus de la moitié.

Etant donné que les installations actuelles de dessalement d'eau de mer travaillent avec une conversion maximum de 30%, cela ne pose pas de problème pour ces installations.

Il en est autrement dans le cas du dessalement de l'eau saumâtre où l'on peut obtenir une conversion jusqu'à 90%. La plupart du temps, on montera les modules en série comme le montre la figure 7 : le rejet du premier étage alimente les modules du second étage et ainsi de suite. Dans le premier étage on monte un certain nombre de modules en parallèle tandis que dans les autres étages le nombre de modules diminue graduellement. De ce fait, la diminution 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.

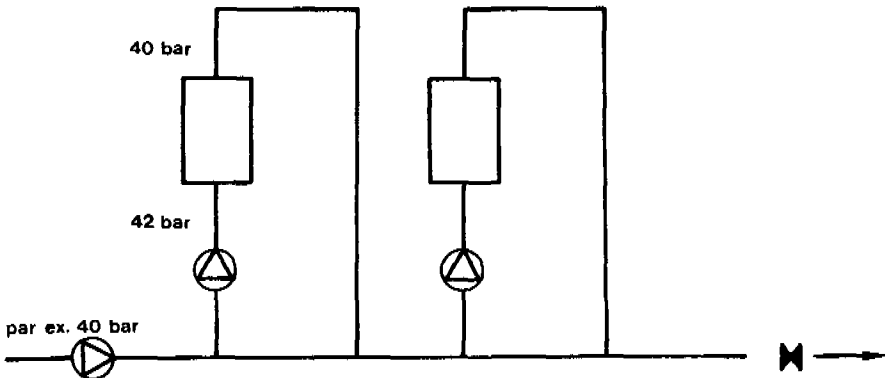
Fig. 7. Montage "série-rejet"



Dans un tel montage, on utilise donc une seule pompe qui règle aussi bien la pression que la vitesse dans les modules.

Lorsque le traitement préliminaire de l'eau d'alimentation n'est pas trop poussé, par exemple, pour les membranes tubulaires, on souhaite parfois augmenter la vitesse indépendamment de la pression afin de ne pas avoir de dépôt ou un encrassement; on doit alors mettre en oeuvre une recirculation comme le montre la figure 8. Une pompe d'alimentation règle la pression tandis que les pompes de recirculation règlent la vitesse. Un avantage de cette méthode est la flexibilité de fonctionnement et la faible chute de pression dans l'installation même dans le cas de grandes vitesses. Par contre, ce montage nécessite un plus grand investissement pour les pompes de recirculation.

Fig. 8. Montage avec recirculation



5. Prix de revient et perspectives

On s'attend à un grand progrès de l'osmose inverse en tant que méthode de dessalement de l'eau durant les années 80. 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^3 d'eau douce par rapport aux autres procédés : 1,5 - 2,5 kWh/ m^3 pour le dessalement d'eau saumâtre et 5 - 12 kWh/ m^3 pour le dessalement d'eau de mer (valeurs exprimées sous la forme d'énergie mécanique).

D'autres avantages vis-à-vis des techniques déjà longtemps en service comme l'électrodialyse, la distillation ou l'échange d'ions, résultent des caractéristiques suivantes :

- 1) 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 (bactéries entre autres).
- 2) 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 bars. 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 bars, le débit d'eau épurée 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'échange d'ions ou l'électrodialyse pour lesquels 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.

- 3) Le fonctionnement de l'osmose est continu, c'est-à-dire qu'il n'y a pas lieu de prévoir deux chaînes travaillant alternativement pour tenir compte des régénérations, comme en échange d'ions, et la constitution même d'une installation regroupant plusieurs modules permet de prévoir la sécurité totale de fonctionnement avec le minimum de modules supplémentaires.

4) L'automatisation complète d'une chaîne d'osmose inverse est extrêmement simple, en particulier grâce à l'absence de toute séquence de régénération.

Le processus d'osmose inverse a déjà été appliqué sur une grande échelle pour le dessalement de l'eau saumâtre. Alors qu'auparavant, il n'y avait pratiquement pas d'installations d'osmose inverse d'une capacité de plus de 5000 m³/jour, on a construit, au Moyen-Orient, des installations d'une capacité de 40 000 à 70 000 m³/jour. Le prix de revient moyen (1978) de la production d'eau douce dans des installations d'une capacité de 4000 à 20 000 m³/jour est de 1,5 à 2 FF/m³ pour des concentrations en sel initiales de 2000 à 5000 ppm.

A Riyad, en Arabie Saoudite, un complexe de dessalement de l'ordre de 254 000 m³/jour - dont 61 000 m³/jour non dessalés - entrera bientôt en service. Ce complexe comprend six installations qui réduisent chacune la teneur en sels de l'eau saumâtre d'environ 1500 ppm à 20 ppm en appliquant une pression de 28 bars. Cinq installations utilisent des fibres polyamides creuses (modules Permasep B-9) et une installation emploie des membranes d'acétate de cellulose à enroulement spiral.

En ce qui concerne le dessalement de l'eau de mer, en une étape, une percée ne s'est produite que récemment par le développement de meilleurs types de membranes. De telles membranes doivent répondre à de nombreuses exigences tant en matière de résistance à la compression (pression de 70 bars et plus) qu'en matière de rejet de sel. On espère ainsi que le dessalement de l'eau de mer par l'osmose inverse représentera une solution valable pour la distillation. A partir d'une production de 4000 m³/jour, il est justifiable de récupérer partiellement l'énergie qui se libère du fait de la détente de la saumure et ce, au moyen d'une turbine hydraulique.

En 1980, la plus grande installation de dessalement d'eau de mer, par osmose inverse, se trouve à Djedda, en Arabie Saoudite. Elle produit 12 000 m³ d'eau douce par jour. L'eau de la mer Rouge est réduite aux environs de 1000 ppm de sels dissous, en une étape par utilisation de nouvelles membranes composites en poly(ether/amide) à enroulement spiral, à une pression de 56 à 60 bars; une seconde étape de dessalement est prévue à une pression de 42 bars pour réduire une eau potable (500 ppm).

Dans plusieurs pays du monde, on fait des recherches pour trouver des membranes aux performances encore accrues.

REFERENCES

1. Van Haute, A. (1981) Waterbehandeling (traitement des eaux). Antwerpen, Standaard Wetenschappelijke Uitgeverij.
2. Degrémont (1978) Mémento technique de l'Eau. Paris, Technique et documentation.
3. Vaillant, J.R. (1970) Les problèmes du dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Paris, Editions Eyrolles.
4. Treille, P. (1977) Le traitement de l'eau par osmose inverse. Bios, N° 1, janvier 1977, p. 1-9.

Annexe 5

OSMOSE INVERSE : EXEMPLES, PROBLEMES DE PRETRAITEMENT ET D'EXPLOITATION

J.M. Rovel

Ingénieur, Chef du Département "Echangeurs d'Ions-Osmose inverse"
Société Degrémont
Rueil-Malmaison, France

L'osmose inverse, comme vous l'a expliqué le Professeur A. Van Haute, est actuellement le procédé de dessalement le plus compétitif pour la déminéralisation des eaux saumâtres. Il présente, en outre, des avantages intrinsèques importants quant à la qualité de l'eau obtenue et la simplicité des installations.

Pourtant, l'expérience actuelle, après une dizaine d'années d'emploi de ce procédé, montre, au Maghreb comme ailleurs, des résultats très dispersés quant à la satisfaction des utilisateurs. Pourquoi ceci et comment faire pour mettre tous les atouts de son côté ?

Comme souvent, deux aspects concourent à la réussite d'une telle installation :

1. Les choix techniques, en particulier :

- Le choix d'une conversion appropriée (rapport quantité d'eau produite sur quantité d'eau brute), et l'on verra par la suite que ce choix se répercute sur tous les autres aspects de l'installation (dimensionnement, choix de l'eau brute, coût d'exploitation, main-d'oeuvre nécessaire).
- Un système de prétraitement dont la fiabilité doit être assurée même en cas de variation raisonnable de la qualité d'eau brute à traiter au cours de la vie de l'installation.
- Le choix des composants de l'installation : matériau de construction (pour éviter toute corrosion) et des automatismes (suffisants mais pas trop compliqués).

Malheureusement, dans la plupart des concours, les spécifications, voire les données de base (analyse d'eau, etc.) sont trop vagues pour que les soumissionnaires n'aient pas tendance à rechercher d'abord le coût d'investissement minimum qui n'a que peu de chance, hélas, de correspondre à l'optimum économique global.

2. Une exploitation fiable de l'installation

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 appareils d'automatisme : pH-mètre, résistivimètre, débitmètre, etc. 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.

Pour illustrer ces propos, je prendrai l'exemple d'une des unités déjà mentionnée dans le papier de M. Van Haute, celle de Salbukh que nous avons construite pour l'alimentation de la ville de Riyad et qui montre que, même dans un cas particulièrement complexe (conversion élevée et prétraitement très élaboré) et dans un environnement difficile, on peut réaliser une installation parfaitement fiable : plus de 99% de disponibilité de l'installation pendant ses deux premières années de fonctionnement.

Auparavant, je voudrais toutefois rappeler la fonction primordiale du prétraitement qui doit, de manière permanente, fournir une eau compatible avec le bon fonctionnement des modules choisis. Il faut par conséquent :

a) Prévenir toute précipitation (tartre) provenant de la concentration dans le rejet de tous les sels de l'eau brute.

Pour bien comprendre l'enjeu, considérons le fonctionnement d'un module à fibres creuses travaillant avec une conversion de 50% : alimenté à 4 m³/h environ, il produit 2 m³/h d'eau des-salée et rejette 2 m³/h de saumure concentrée. Or, le volume libre permettant la circulation de l'eau entre les fibres est d'environ 10 litres. Si l'on imagine qu'on y dépose 100 ppm de carbonate de calcium provenant, par exemple, d'une mauvaise régulation du pH (il faut noter que dans la plupart des eaux réelles la quantité de tartre potentiel est plus élevée) le dépôt s'accumulera à la cadence de 160 cm³ (d ~ 2,5) à l'heure et au bout de trois jours le module sera pétrifié !! Il faut donc identifier, dès le stade de la conception de l'installation, les composés risquant de précipiter et donc disposer d'analyses d'eaux sûres reflétant le domaine de variation présent et futur des différents ions. Il est, en effet, indispensable de réfléchir à l'évolution probable avec le temps des concentrations (influence saisonnière, variation des niveaux des nappes, intrusion possible d'eau salée en rivière ou en nappe, etc). Au minimum, les concentrations des ions suivants devront être bien connues : Ca⁺⁺, Mg⁺⁺, Fe⁺⁺, H⁺ (ou pH), HCO₃⁻ (ou TAC), SO₄⁻⁻, Cl⁻, S⁻⁻, SiO₂, et si possible sur toutes les eaux contenant plus de 3 g/l TDS : Sr⁺⁺, Ba⁺⁺, Mn⁺⁺, PO₄⁻⁻.

A partir de ces données, il est en effet possible d'établir les produits ioniques des divers sels entartrants et de les comparer aux produits de solubilité bien connus. Par exemple, si l'on craint la précipitation du sulfate de calcium, on établira ce produit au rejet du module :

$$K = [Ca^{++}] \times [SO_4^{--}] \times FC^2$$

où [Ca⁺⁺], [SO₄⁻⁻] sont les concentrations dans l'eau brute

FC facteur de concentration lié par la formule :

$$FC = \frac{100}{100-Y}$$

Si K > K_S, il faudra :

- soit réduire le facteur de concentration, c'est-à-dire diminuer la conversion choisie, or le facteur de concentration varie très rapidement avec la conversion quand : Y > 66%;

- soit réduire la concentration d'un des deux ions : pour cela, on dispose de toute la panoplie des procédés physico-chimiques tels que : permutation ionique sur résine, contrôle du pH, précipitation chimique, etc. L'exemple illustrera certaines de ces possibilités;
- soit, dans certains cas et plus particulièrement pour tous les précipités de sulfate alcalino-terreux, inhiber temporairement la croissance cristalline en utilisant des réactifs appropriés tels que l'héxamétaphosphate, etc.

b) Prévenir les salissures (ou "fouling")

Les membranes rejettent parfaitement les colloïdes, mais ceux-ci rétrodiffusent plus difficilement que les ions dans la solution concentrée, vu leur faible mobilité. Ils ont donc tendance à se concentrer le long de la membrane et à s'y agglomérer.

Notre expérience nous a montré que la nature, la taille et la charge électrique apportée par les micelles colloïdales (en relation avec le potentiel zéta), influent sur la tendance au dépôt des colloïdes et donc sur la vitesse de colmatage des membranes. A ce jour, nous ne disposons pas d'une méthode universelle permettant de prédire de manière précise la fréquence des lavages à envisager.

Toutefois, le plus intéressant des contrôles sur place reste la mesure de l'indice de colmatage (cf. méthode ASTM : "Test for silting index of fluids") qui permet, grâce à la mesure des vitesses d'écoulement de l'eau à travers une membrane millipore 0,45 micron, d'évaluer l'indice de colmatage (IC) selon la formule suivante :

$$IC = 100 - \frac{100 \times t \text{ initial de passage de } 500 \text{ cc}}{t \text{ de passage de } 500 \text{ cc après } 15 \text{ mn (ou } 5\text{mn) de filtration}}$$

$$\text{ou le fouling index } FI = \frac{IC}{15 \text{ (ou } 5)}$$

On sait que, suivant la configuration de l'unité d'osmose et la nature des colloïdes, on peut obtenir des stations donnant satisfaction lorsque l'indice de colmatage est compris dans la fourchette 30 à 70 en 15 mn. Les méthodes qui permettent

l'élimination de ces colloïdes sont celles mises au point par les traiteurs d'eau dans les processus de clarification et de filtration pour l'obtention d'eau de haute pureté. Il faut toutefois avoir à l'esprit que de nombreuses eaux réputées potables contiennent encore des quantités de colloïdes incompatibles avec la bonne marche d'une installation d'osmose inverse, ce que montre le tableau 1 qui reprend les études que nous avons faites sur cinq sites particuliers.

On notera, sur les installations repérées 1, 2 et 4 (voir tableau 1), la diminution des fréquences de nettoyage enregistrées sur des postes industriels suivant que le prétraitement est ou n'est pas en fonctionnement.

Ce tableau montre la variété des traitements à mettre en oeuvre; seule une solide connaissance des différents types d'eau ou des essais sur place peuvent permettre d'optimiser de telles chaînes et donc de garantir un fonctionnement satisfaisant.

Exemple : fonctionnement de l'installation de Salbukh (Arabie Saoudite)

Cette installation a été conçue pour produire 2500 m³/h d'eau potable, soit 1900 m³/h d'eau osmosée auxquels sont mélangés 600 m³/h d'eau brute juste filtrée (voir figure 1, schéma de fonctionnement).

Dans ce cas, le principal problème n'était pas la taille inhabituelle de cette installation. En effet, l'osmose inverse a l'avantage d'être un procédé modulaire, c'est-à-dire qu'il suffit d'ajouter plusieurs éléments en parallèle pour augmenter le débit de l'installation. Le principal problème était donc la nécessité de limiter au maximum le débit d'eau perdue au rejet de l'osmose, afin d'économiser une ressource dont personne ne sait si elle se renouvelle et aussi de limiter les problèmes posés par le rejet de ces saumures (marais salants). Aussi a-t-il été décidé de fixer le taux de récupération global de l'eau à 90%, imposant donc une concentration de tous les sels par un facteur 10.

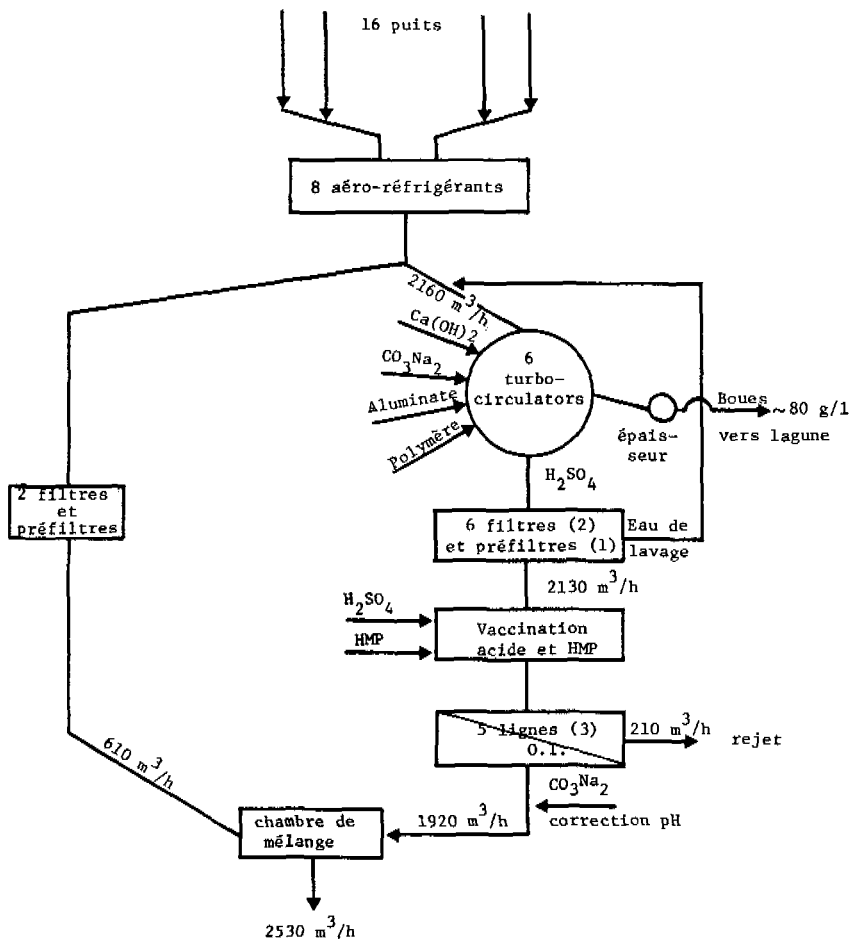
Tableau 1. Etudes faites sur cinq sites particuliers

Repère	Installation	Nature de l'eau brute	Chaîne de prétraitement	IC après prétraitement	Entre deux lavages sans prétraitement	Entre deux lavages après prétraitement ^a
1	EDF RENARDIERES	Eau de surface filtrée IC = 100% en 5 mn	Floculation sur filtre 7 m/h (10 ppm sulfate d'aluminium)	40 - 55% (15 mn)	1 semaine	10 semaines
2	SILEC TOURS	Eau potable IC = 30 à 90% en 5 mn Présence fer et manganèse	- Chloration 1 à 5 ppm - Floculation sur filtre 5 m/h (5 ppm sulfate d'aluminium) - Déchloration (charbon actif)	30% (15 mn)	2 semaines	20 semaines
3	EDF CORDEMAIS	Eau de surface (Loire) filtrée	- Décantation (20 ppm FeCl ₃) - Décarbonatation (CaO, 15 ppm FeCl ₃) - Filtration sur sable	30 - 45% (15 mn)		
4	CERDEG- COLOMBES	Eau de surface IC = 100% en 3 mn	Floculation sur filtre (30 ppm sulfate d'aluminium + polyélectrolyte 5 ppm) ----- - Décarbonatation (CaO + 50 ppm FeCl ₃) - Floculation sur filtre (1 ppm polyélectrolyte)	80% (5 mn) 30 - 45% (10 mn)	~1 jour	~1 semaine 9 semaines
5	SONIC MOSTAGANEM	Eau de surface (Chélif) IC = 100% en 1 mn	Débourbage - floculation décantation, filtration décarbonatation	20 - 40% (15 mn)	!	12 semaines

^a Un poste industriel ne doit pas avoir une fréquence de lavage supérieure à 1 fois/2 mois.

Or, si l'on considère l'analyse du tableau 2 et que l'on multiplie par 10 la concentration de chacun des ions, il faut s'attendre à voir précipiter successivement : du carbonate de calcium, du sulfate de calcium, des oxydes de fer, de la silice ou des silicates mixtes.

Fig. 1. Schéma de fonctionnement au débit nominal



- (1) 35 m² sable 3-5 mm - h 1,5 m
- (2) 46,5 m² sable 0,85 - h 1,1 m
- (3) Chacune 2 blocs en 7 racks de capacité maximum 20 modules - en fait 1100 modules vendus - 950 en fonctionnement.

Tableau 2. Comparaison des concentrations ioniques
prévues et observées

		Valeurs prévues (design)			Valeurs observées après 15 mois de fonctionnement (février 1981)		
		Eau brute refroidie	Eau osmosée	Eau potable (après mél.)	Eau brute refroidie	Eau prétraitée	Eau osmosée
Salinité totale	(mg/l)	1470	<200	<500	1520	1320	67
TH	(° F)	62,5	2,7	25	71	18	<1
HCO ₃ ⁻	(mg/l)	195	12	61	201	18,3	1
Ca ⁺⁺	(mg/l)	170	1,8	44	176	20	14,6
Mg ⁺⁺	(mg/l)	48	5,4	16	67	31	0,6
Na ⁺	(mg/l)	220	58	100	210	368	20,5
Cl ⁻	(mg/l)	300	45	82	298	301	25,5
SO ₄ ⁻⁻⁻	(mg/l)	500	47	160	499	518	8
SiO ₂	(mg/l)	25	2	10	28	10	1,8
Fe	(mg/l)	2,5	<0,05	<0,2	2,5	<0,05	<0,02
Turbidité	(UJ)	20 à 50	<0,1	<0,2	50	<0,1	<0,05

Il fallait donc éliminer ces ions afin, une fois la concentration faite, de rester en-dessous des limites de solubilité de ces différents composés. C'est le rôle du prétraitement qui correspond donc successivement :

- à un refroidissement sur huit tours à ventilation forcée; en effet, la température des eaux en tête de puits (60 °C) n'est compatible ni avec la tenue des membranes, ni avec une distribution d'eau potable;
- à une précipitation chimique des ions indésirables (voir colonnes 5/4, tableau 2) réalisée dans six réacteurs-décanteurs combinés du type turbocirculator : ouvrages de 14 m de diamètre et d'environ 10 m de hauteur, où l'on précipite en même temps les bicarbonates et le calcium sous forme de carbonate de Ca et la silice.

Comme il faut, par ailleurs, éviter l'apport de trop de particules qui seraient plaquées sur la membrane par le flux d'eau traversant celle-ci, trois filtrations successives de l'eau sont nécessaires pour obtenir la propreté physique recherchée (meilleure que la plupart des eaux potables distribuées) : deux filtres à sable en série avec une granulométrie décroissante, suivie d'une microfiltration sur cartouches à 5 microns.

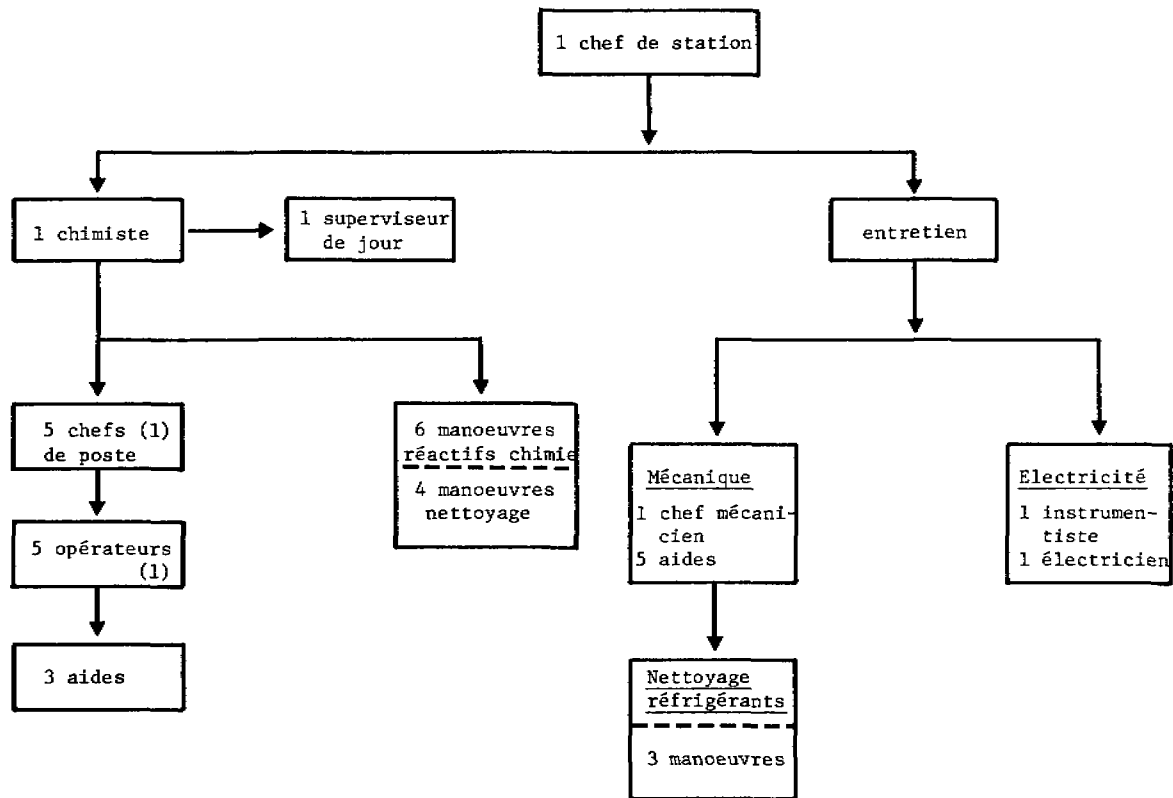
Ceci obtenu et d'une manière parfaitement fiable, on peut alimenter les systèmes d'osmose par l'intermédiaire de six pompes, dont une en secours, d'un débit unitaire de 250 m³/h sous une pression de 30 bars.

L'ensemble est en effet organisé en cinq lignes parallèles autonomes, constituées chacune de deux blocs pouvant contenir 140 modules fibres creuses décrits par ailleurs. Chacune de ces lignes produit environ 200 m³/h d'une eau dont la qualité est donnée en colonne 6 du tableau 2 : salinité de 67 ppm, après 15 mois de fonctionnement contre 200 ppm garantis.

Les deux premières années de fonctionnement de cette installation ont démontré la fiabilité du procédé et des équipements choisis (seulement 9 h d'arrêt de la station attribuables au procédé).

Il faut souligner que ces résultats ont été obtenus à Salbukh avec un groupe de maintenance de 33 personnes, dont 10 (5 x 2) postées et seulement 3 expatriés européens, le chef de station, le chef mécanicien et un instrumentiste (fig. 2).

Fig. 2. Organigramme



(1) L'exploitation continue requiert 5 personnes pour tenir un poste.

Il faut, en outre, noter que si l'eau brute avait été disponible en quantité suffisante et si aucun problème de rejet n'existait (proximité d'un exutoire naturel : mer, chott), on aurait choisi une conversion voisine de 70-75% et que, dans ce cas, le prétraitement aurait été réduit à un refroidissement suivi d'une floculation sur filtre et d'une acidification pour éliminer l'essentiel des bicarbonates. Ceci aurait réduit considérablement les coûts d'investissement et aurait permis surtout de limiter le personnel d'exploitation de l'unité à treize personnes.

Ceci montre bien l'importance du choix de cette conversion ainsi que le fait que le personnel d'exploitation d'une unité d'osmose peut être limité au minimum. A Riyad, dans la salle d'osmose, seules des rondes sont faites pendant les postes d'après-midi et de nuit.

Le personnel est donc essentiellement requis pour la surveillance et l'approvisionnement en réactif du prétraitement. Il s'agit :

- de personnel sans compétence particulière mais ayant été bien formé (et stable) avec, par contre, un responsable d'exploitation pouvant s'appuyer sur un chimiste, qui peut prendre rapidement les décisions nécessaires essentiellement : correction sur le prétraitement lorsqu'un des paramètres critiques évolue; décision de nettoyer les modules 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;
- l'organisation est telle actuellement que les automates pouvant alerter l'exploitant, voire arrêter l'installation si les seuils en Ca, Al, SiO₂, pH, Fouling Index, sont dépassés, n'ont jamais fonctionné. On notera dans les tableaux 3 et 4 l'excellente fiabilité des résultats. Il faut d'ailleurs noter que ces appareils nécessitent des étalonnages réguliers et que, faute d'être correctement suivis, ils peuvent conduire à des erreurs d'interprétation graves. Ils ne peuvent donc être recommandés que lorsqu'on est sûr de pouvoir disposer, de temps à autre, du personnel qualifié nécessaire (instrumentiste) pour les entretenir et les étalonner.

Tableau 3.

		Valeurs moyennes	Valeurs normales (98% des résultats relevés)
TAC	(f F)	1	0 à 1,5
Calcium	(f F)	6	4 à 8
Magnésium	(f F)	17	15 à 20
Silice	(ppm)	10,5	9 à 12,5
Fer	(ppm)	-	à 0,05
Aluminium	(ppm)		à 0,03

Tableau 4. Statistiques sur 500 résultats

F.I.	Mars-mai 1980	Oct.-déc. 1980
1	0,820	0,935
1 à 1,5	0,110	0,050
1,5 à 2	0,040	0,020
2 à 3	0,016	0,005
3	0,004	0,000

Frais d'exploitation :

L'ensemble des éléments discutés ci-dessus se reflètent sur le compte d'exploitation d'une installation.

Le tableau 5 définit, pour chacun des grands postes, la fourchette obtenue pour les conditions de prix existant en France en 1981, et rappelle les principaux éléments influant sur ces coûts. On constate normalement que les trois premiers postes ont un poids équivalent et qu'il n'est donc pas raisonnable de localiser son attention sur l'un ou l'autre de ceux-ci.

Tableau 5. Coût d'exploitation type d'une unité 100 à 200 m³/h
(en francs français par m³ produit)

- Energie	1,5 à 2,5 kWh ^a	0,3 à 0,5 F
- Remplacement des membranes	1 jeu sur 5 ans ^b	0,4 à 0,6 F
- Main d'oeuvre	3 à 8 personnes à temps plein ^c	0,15 à 0,5 F
- Produits chimiques	Prétraitement et réactifs de nettoyage ^d	0,05 à 0,3 F
	TOTAL	0,9 à 1,9 F

^a Dépend essentiellement de la conversion et du rendement de la pompe HP.

^b Dépend essentiellement de l'utilisation réelle de l'unité d'osmose inverse, les membranes vieillissant pour une partie indépendamment de leur durée réelle d'exploitation.

^c Dépend du prétraitement et de la possibilité de partager le temps du chef de station et du chimiste avec d'autres unités de traitement ou de distribution d'eau.

^d Dépend du choix de la conversion et de l'analyse d'eau.

Conclusion

Il ne faudrait pas que ce papier, dont le but était de montrer quels étaient les problèmes que l'on peut rencontrer lorsqu'on veut utiliser l'osmose inverse, donne l'impression que la simplicité intrinsèque et l'économie du procédé ne sont qu'illusion. Il reste vrai que pour bien faire, même les choses simples, il faut de l'expérience et une réflexion préalable permettant de choisir, tant au niveau de l'engineering qu'au niveau de l'organisation de l'exploitation, les solutions les plus appropriées aux problèmes posés.

Dans cet esprit, on ne peut que recommander que la coopération entre utilisateur et constructeur qui s'instaure obligatoirement au stade projet et construction se poursuive au-delà de la mise en route de l'installation par des systèmes du type contrats après-vente, contrats de maintenance ou de surveillance, etc.

Annexe 6

DEMINERALISATION DES EAUX SAUMATRES PAR ELECTRODIALYSE

A. Maurel
Service de Chimie appliquée
Centre d'Etudes nucléaires de Cadarache
Saint-Paul-lès-Durance, France

Résumé

L'électrodialyse est un procédé de dessalement qui consiste à éliminer les sels dissous d'une eau saline par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique. La consommation d'énergie et la surface de membranes nécessaires étant proportionnelles à la quantité de sel à éliminer, ce procédé est économiquement intéressant pour les eaux saumâtres de faible salinité (quelques grammes/litre), ce qui permet de le situer entre l'échange ionique et l'osmose inverse.

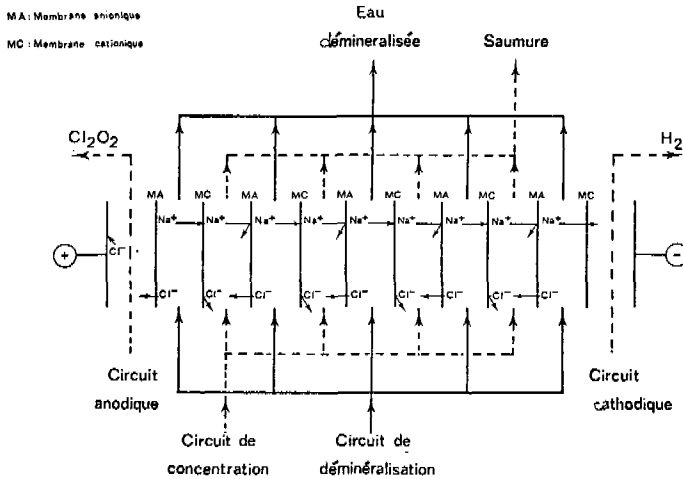
1. Principe de l'électrodialyse

L'électrodialyse est un procédé de dessalement qui consiste à éliminer les sels dissous dans les eaux salines par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique (fig. 1).

Soit une cellule d'électrodialyse dans laquelle on fait circuler une solution saline : les cations vont se diriger vers la cathode et les anions vers l'anode. Si l'on intercale entre les électrodes des membranes perméables respectivement aux anions et aux cations, il y aura concentration et recombinaison des ions dans certains compartiments où la solution s'enrichira en sels (compartiments de concentration), alors que dans les autres la salinité diminuera (compartiments de déminéralisation).

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

Fig. 1. Principe de dessalement d'une eau saline par électrodialyse



2. Les membranes d'électrodialyse

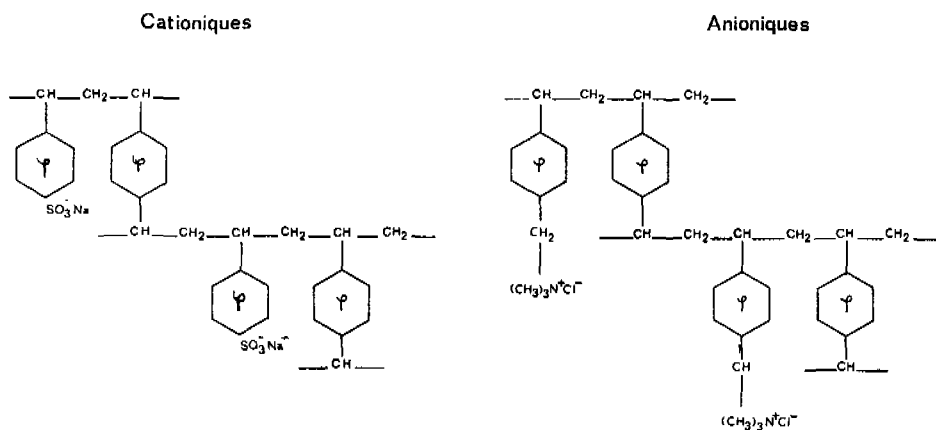
2.1 Caractéristiques générales

Les membranes utilisées en électrodialyse sont des membranes échangeuses d'ions qui se présentent sous la forme de feuilles dont l'épaisseur est comprise entre 0,1 et 0,8 mm.

Du point de vue propriétés, on distingue deux types de membranes (fig. 2) :

- les membranes cationiques qui sont perméables uniquement aux cations et dont le groupement fonctionnel est en général un groupement acide sulfonique (SO_3^-), par exemple, le copolymère styrène-divinylbenzène sulfoné;
- les membranes anioniques qui sont perméables uniquement aux anions et dont le groupement fonctionnel est un groupement ammonium quaternaire (NR_3^+), par exemple, le copolymère styrène divinylbenzène ammonium quaternaire.

Fig. 2. Membranes échangeuses d'ions



Du point de vue fabrication, on distingue deux types de membranes :

- les membranes hétérogènes qui sont constituées par des résines échangeuses d'ions mélangées à un liant (chlorure de polyvinyle (PVC), polyéthylène, polystyrène, etc.) et enduites sur une trame en polyacrylonitrile, polyester ou polyamide. Les résines utilisées sont du type acide fort et base forte. Dans la plupart des cas, ce sont des copolymères styrène-divinylbenzène sur lesquels on a fixé des groupements fonctionnels (SO_3^- ou NR_3^+);
- les membranes homogènes qui sont obtenues par greffage d'un groupement fonctionnel sur un support inerte (chlorure de polyvinyle, polyéthylène, téflon). Ce greffage peut être soit chimique, soit radiochimique.

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

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

2.2 Sélectivité

La sélectivité est l'une des propriétés fondamentales d'une membrane échangeuse d'ions. Elle est caractérisée par la valeur du nombre de transports de l'ion mobile ou contre-ion dans la membrane (t). Par définition, ce nombre de transports pour une membrane parfaitement sélective est égal à l'unité. En fait, il est plus exact de mesurer l'augmentation de la valeur du nombre de transports dans la membrane par rapport à sa valeur en solution. C'est pourquoi l'on a coutume de définir la sélectivité d'une membrane par la relation :

$$\psi = \frac{\bar{t} - t}{1 - t}$$

avec \bar{t} nombre de transports du contre-ion dans la membrane,
 t nombre de transports du même ion dans la solution.

Rappelons que pour une membrane sélective, on appelle contre-ion l'ion qui normalement doit traverser la membrane et co-ion l'ion qui doit être arrêté par cette membrane.

2.3 Résistance électrique

La résistance électrique d'une membrane doit être la plus faible possible de manière à ne pas entraîner une consommation d'énergie trop importante. En électrodialyse, on parle de résistance électrique spécifique plutôt que de résistivité, pour tenir compte de l'épaisseur de la membrane. On a :

$$r_M = \rho M^e$$

avec r_M ($\Omega \cdot \text{cm}^2$) résistance électrique spécifique de la membrane
 ρ_M ($\Omega \cdot \text{cm}$) résistivité électrique de la membrane
 e (cm) épaisseur de la membrane.

Le tableau 1 donne les caractéristiques des principales membranes échangeuses d'ions disponibles sur le marché en 1980.

Tableau 1. Caractéristiques des principales membranes échangeuses d'ions disponibles en 1980

Type de membrane		Epaisseur mm	Sélectivité %	Résistance électrique ohm.cm ²
NEPTON	MC 61 AZL 386	- 0,60	92 (0,1N NaCl)	- 5 (0,6N NaCl)
	MA 103PZL 386	- 0,60	95 (0,1N NaCl)	- 6 (0,6N NaCl)
NEO-SEPTA	CL 25 T	0,15 à 0,17	98 (eau de mer)	- 3 (0,5N NaCl)
	AV 4 T	0,14 à 0,16	98 (eau de mer)	- 3,5 (0,5N NaCl)
SELEMION	CMV	0,12 à 0,15	92 (NaCl 0,5/1N)	- 3 (0,5N NaCl)
	AMV	0,11 à 0,14	95 (NaCl 0,5/1N)	- 4 (0,5N NaCl)
URSS	MK 40	0,30 à 0,40	98 (NaCl 0,1/0,2N)	- 12 (0,6N NaCl)
	MA 40	0,30 à 0,40	94 (NaCl 0,1/0,2N)	- 12 (0,6N NaCl)
RHONE POULENC	CRP	0,45 à 0,50	85 (KCl 0,4/0,8N)	- 8 (0,6N KCL)
	ARP	0,45 à 0,50	- 90 (KCl 0,4/0,8N)	- 12 (0,6N KCL)

3. Technologie d'un électrodialyseur

3.1 Description générale

Un électrodialyseur est constitué par un empilement de membranes alternativement anioniques et cationiques, séparées par des compartiments dans lesquels circulent les solutions salines. Cet empilement est serré entre deux presses, soit à l'aide de tiges filetées et de boulons, soit à l'aide d'un vérin hydraulique.

La figure 3 représente une vue éclatée d'un électrodialyseur. La technologie est proche de celle des filtres-presses. Un module d'électrodialyse peut être considéré comme une succession de cellules unitaires, une cellule unitaire étant l'ensemble constitué par :

- un compartiment de déminéralisation,
- une membrane cationique,
- un compartiment de concentration,
- une membrane anionique.

Le nombre de cellules unitaires par module doit être assez élevé de manière, d'une part, à minimiser les pertes d'énergie aux électrodes et, d'autre part, à rendre l'installation la plus compacte possible. Ce nombre est toutefois limité par des considérations pratiques d'assemblage et de maintenance ainsi que par des problèmes de différence de potentiel électrique limite.

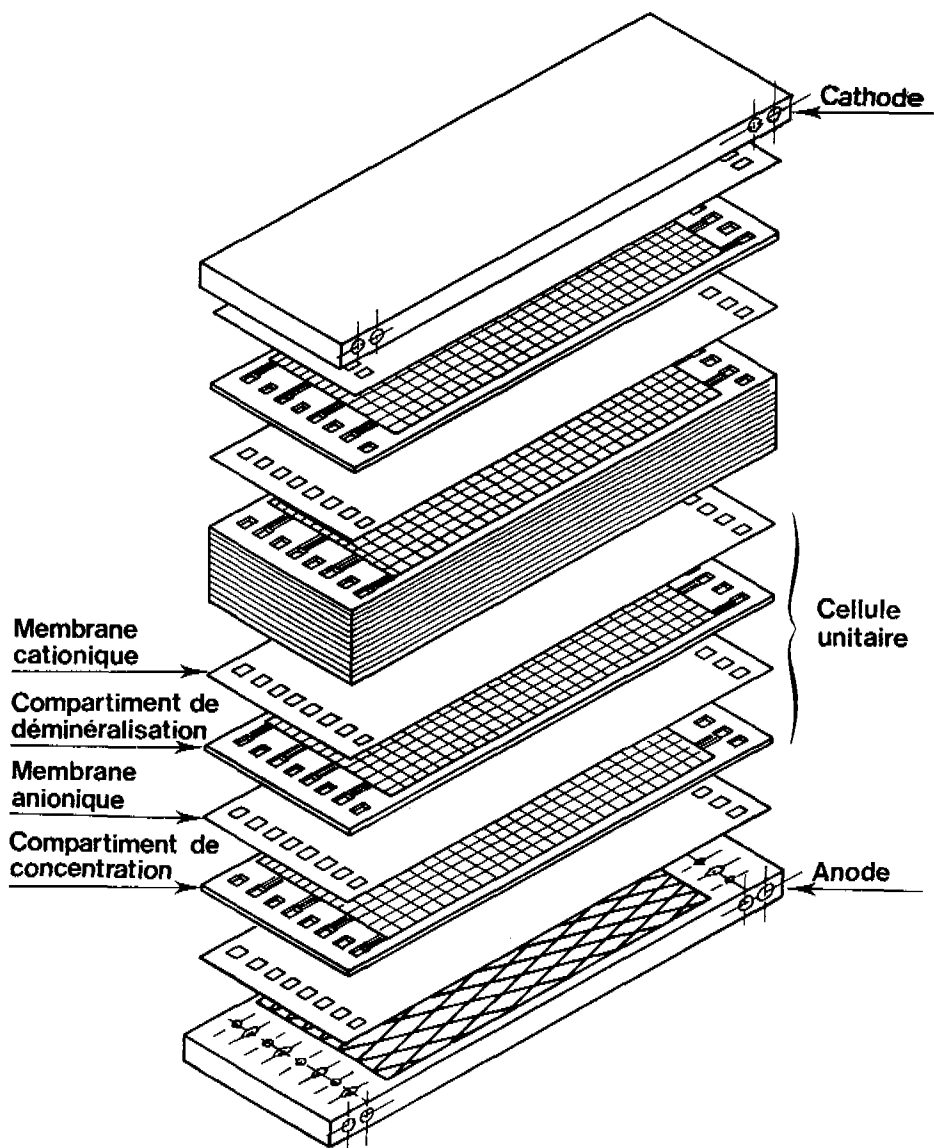
En général, le nombre de cellules unitaires est compris entre 100 et 500.

3.2 Electrodes

Dans le cas le plus simple, un module est équipé de deux électrodes (une anode et une cathode) qui sont placées à chacune de 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 des densités de courant différentes, ce qui permet d'améliorer les performances de l'appareil,
- soit lorsque l'utilisateur possède un redresseur ayant une tension de sortie trop faible.

Fig. 3. Technologie d'un électrodialyseur



Les matériaux constitutifs des électrodes sont, pour l'anode, le titane ou le tantale platinés (1 à 2 μm de platine) et pour la cathode, l'acier inoxydable. Toutefois, dans le cas où l'on veut effectuer des inversions périodiques de polarité, les deux électrodes (anode et cathode) sont constituées de matériaux identiques, par exemple le graphite ou mieux le titane platiné.

3.3 Compartiments

Chaque module d'électrodialyse est caractérisé par le type de compartiment utilisé et, en particulier, par le système de distribution et de répartition du liquide entre les membranes. Il existe actuellement deux systèmes : écoulement labyrinthe et écoulement en nappe.

- Écoulement labyrinthe ("tortuous path") : ce système mis au point et breveté par la société américaine Ionics, permet de faire circuler les liquides à des vitesses élevées (jusqu'à 70 cm/s), tout en maintenant entre les membranes une distance uniforme : toutefois il a l'inconvénient de créer des pertes de charge élevées.
- Écoulement en nappe ("sheet flow") : ce système utilisé dans les modules CEA est constitué par un grillage plastique qui permet à la fois de soutenir les membranes et de créer une turbulence. Les vitesses de passage, toujours calculées pour un compartiment supposé vide, sont en général inférieures à 10 cm/s et très souvent de l'ordre de 6 à 8 cm/s.

Le tableau 2 donne les caractéristiques des principaux modules d'électrodialyse. La figure 4 représente le module S50 mis au point par le CEA.

Tableau 2. Caractéristiques de quelques modules d'électrodialyse

Caractéristiques		CEA S50	Boby Bronswerk 15-5	Ionics Marck III
Dimensions hors tout	mm	1400 x 500	1520 x 520	1020 x 460
Surface totale d'une membrane	dm ²	70	75	47
Surface utile d'une membrane	dm ²	50	58	33
Fraction de membrane utile	%	72	77	70
Distance entre membranes	mm	1	1	1,02
Nombre de cellules unitaires par module		300	300	320
Surface totale de membranes par module	m ²	420	450	300
Débit maximal par module	m ³ /h	50	50	25

Fig. 4. Module d'électrodialyse CEA S50



4. Conditions de fonctionnement

4.1 Procédé discontinu

Dans ce procédé (fig. 5a), appelé aussi procédé par cuvée, l'eau brute à dessaler est stockée dans un réservoir d'où un groupe électropompe la fait circuler en circuit fermé dans les compartiments de déminéralisation du module d'électrodialyse. Le temps de déminéralisation de la cuvée dépend de son volume, de la salinité initiale de l'eau brute, de la salinité de l'eau déminéralisée et de la différence de potentiel appliquée.

Ce procédé présente certains avantages :

- il permet de traiter une eau de n'importe quelle salinité sans modification,
- il permet d'obtenir une eau exactement à la salinité désirée (200 ppm par exemple),
- les membranes travaillent dans de bonnes conditions (la densité de courant diminuant au cours de la déminéralisation).

Toutefois, il ne peut être utilisé pour des installations de grande capacité (au-dessus de 500 m³/jour environ) par suite de la nécessité de cuves de stockage de plus en plus importantes et des difficultés qu'il y a à homogénéiser des volumes élevés.

4.2 Procédé continu

Dans ce procédé, appelé aussi procédé à passage direct, la solution saline à déminéraliser ne passe qu'une seule fois dans un module d'électrodialyse. Pour obtenir des capacités de production élevées, il est souvent nécessaire de mettre plusieurs lignes en parallèle (fig. 5b).

Ce type de procédé est utilisé pour toutes les installations de grande capacité (au-dessus de 500 m³/jour environ).

Par rapport au procédé discontinu, ce procédé présente quelques inconvénients :

- toutes les membranes ne travaillent pas dans les mêmes conditions (concentrations différentes),
- toute variation de la salinité d'entrée entraîne une variation de la salinité de sortie.

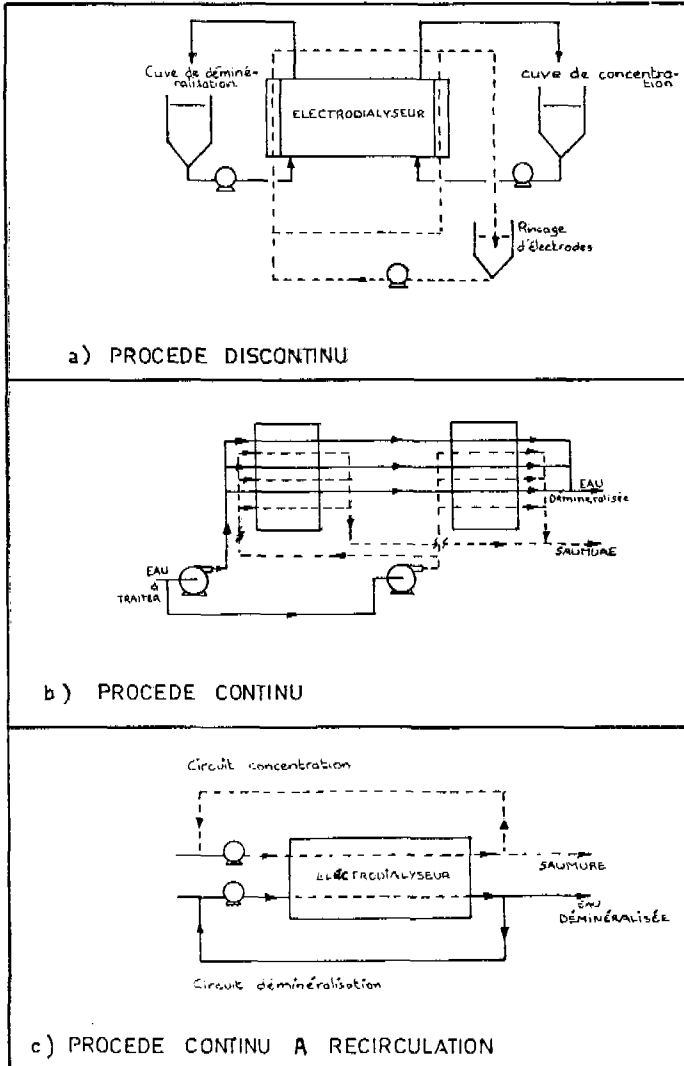
4.3 Procédé continu à recirculation

Ce procédé (fig. 5c) consiste à renvoyer en tête du module d'électrodialyse une fraction plus ou moins importante de la production, de manière à obtenir des vitesses élevées. Si l'on compare ce procédé au procédé continu, la concentration du circuit de déminéralisation est toujours plus faible. Il en résulte :

- un accroissement important de la résistance électrique du module et par là même une augmentation de la consommation d'énergie de dessalement,

- une diminution de la densité de courant limite et par suite une augmentation de la surface de membrane pour une production donnée.

Fig. 5. Différents procédés de fonctionnement



5. Economie du procédé

5.1 Consommation d'énergie

Pour un module d'électrodialyse comportant un nombre élevé de cellules unitaires (supérieur à 100), on peut négliger les pertes d'énergie aux électrodes et ne considérer que l'énergie dépensée par effet Joule.

La quantité d'électricité nécessaire pour extraire par électrodialyse ΔN (équiv.g/m³) d'une solution saline est égale à :

$$q_i = \frac{\Delta N \times F}{\eta} \quad (1)$$

avec q_i : quantité d'électricité nécessaire par mètre cube d'eau (Ah/m³)

F : constante de Faraday = 26,8 Ah équiv./g

η : rendement Faraday

ΔN : quantité de sel à extraire (équiv.g/m³).

L'énergie nécessaire pour le dessalement de 1 m³ d'eau aura pour valeur :

$$W_{\epsilon 1} = \frac{U \cdot q_i}{1000} \quad (2)$$

avec $W_{\epsilon 1}$: énergie dépensée par électrodialyse (kWh/m³)

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

$$\text{d'où : } W_{\epsilon 1} = \frac{U \Delta N}{37,3 \cdot \eta} \quad (3)$$

La consommation d'énergie est donc directement proportionnelle à la quantité de sel à éliminer.

5.2 Surface de membrane

L'intensité nécessaire pour obtenir le transfert $Q \cdot \Delta N$ (équiv.g/h) est égale à :

$$I = \frac{26,8 \cdot Q \cdot \Delta N}{n \cdot \eta} \quad (4)$$

avec Q : débit du circuit de déminéralisation (m^3/h)

I : intensité du courant (A)

n : nombre de cellules unitaires

η : rendement Faraday

La surface totale de membrane nécessaire sera égale à :

$$S = S_{MA} + S_{MC} \quad (5)$$

avec S : surface totale de membrane (m^2)

S_{MA} : surface de membrane anionique (m^2)

S_{MC} : surface de membrane cationique (m^2)

or :

$$S_{MA} = S_{MC} = \frac{n I}{10 i q} \quad (6)$$

avec i : densité de courant (mA/Cm^2)

q : fraction de membrane utile

d'où :

$$S = 2 \times \frac{26,8}{10} \times \frac{Q \cdot \Delta N}{1 \cdot \eta \cdot q} \quad (7)$$

La surface totale de membrane nécessaire pour déminéraliser Q (m^3/h) de N (équiv.g/ m^3) est donc égale à :

$$S = 5,36 \frac{Q \cdot \Delta N}{i \cdot \eta \cdot q} \quad (8)$$

Cette relation montre que la surface nécessaire pour une déminéralisation donnée est :

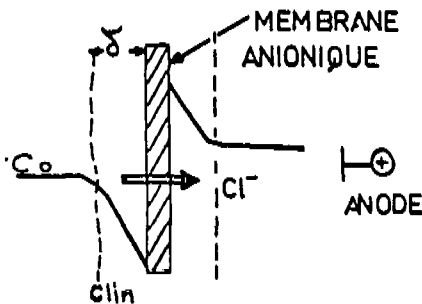
- inversement proportionnelle à la densité de courant
- directement proportionnelle à la quantité de sel à déplacer.

6. Phénomène de polarisation

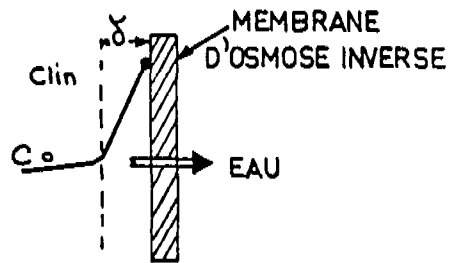
Soit une membrane anionique par exemple, placée dans un champ électrique, en présence d'une solution de chlore de sodium (fig. 6).

Fig. 6. Phénomène de polarisation

ELECTRODIALYSE



OSMOSE INVERSE



En raison de la différence du flux des ions dans la solution et la membrane, on va avoir formation de zones à gradients de concentration. A l'équilibre, nous pouvons appliquer la relation de Nernst.Fick :

$$D = \frac{(C - C_0)}{\delta} = (\bar{t} - t) \frac{i}{F} \quad (9)$$

- avec i : densité de courant (mA/cm^2)
 t : nombre de transports du contre-ion dans la membrane
 \bar{t} : nombre de transports du même ion dans la solution
 F : constante de Faraday : 96 500 C/équivalent
 D : coefficient de diffusion (cm^2/s)
 δ : épaisseur de la couche limite (cm)
 C : concentration dans la solution du circuit de déminéralisation (équivalent/l)
 C_0 : concentration à l'interface (équivalent/l)

Quand la concentration à l'interface membrane-solution s'annule, un courant limite dont la valeur découle immédiatement de l'expression précédente, s'établit :

$$i_{lim} = \frac{D c F}{\delta (\bar{t} - t)}$$

Les conséquences de cette polarisation sont d'une importance capitale :

- formation près des membranes de couches de faible concentration qui augmentent la résistance électrique, et par là même la consommation d'énergie,
- transport du courant par les ions H^+ et OH^- de l'eau, d'où diminution du rendement Faraday,
- variations locales de pH qui peuvent entraîner des précipitations, en particulier d'hydroxyde de magnésium lorsque ce dernier élément est présent.

Un moyen efficace d'éviter ce phénomène est de faire circuler les solutions à l'intérieur du module à une vitesse suffisamment élevée. En effet, l'expérience montre que la densité de courant limite i_{lim} , la concentration du circuit de déminéralisation C et la vitesse de passage sont reliées par une relation de la forme :

$$i_{lim}/C = K.V^X$$

- avec i_{lim} : densité de courant limite (mA/cm^2)
 C : concentration du circuit de déminéralisation (équivalent.g/l)
 V : vitesse de passage dans le circuit de déminéralisation (cm/s)
 K, X : constantes qui dépendent du type de module, des membranes de la nature de l'eau à traiter.

Il est bon de noter que ce phénomène n'est pas propre à l'électrodialyse. En particulier on retrouve le même problème en osmose inverse comme le montre la figure 6.

7. Problèmes de prétraitement

L'électrodialyse présente l'avantage de ne pas nécessiter de prétraitement important :

a) du point de vue matières en suspension : une préfiltration sur filtre à sable ou filtre à diatomées suffit en général. Il est toutefois prudent de prévoir en sécurité une filtration sur cartouches aux environs de 50 microns;

b) du point de vue éléments entartrants (Ca, Mg) : il faut éviter en électrodialyse, comme dans tout autre procédé de dessalement, de fonctionner dans les conditions de précipitation de composés tels que CaCO_3 , Mg(OH)_2 ou CaSO_4 .

Toutefois si, accidentellement, un entartrage se produit dans un module d'électrodialyse, il est possible d'effectuer un nettoyage chimique énergique par suite de la bonne tenue des membranes dans une zone de pH comprise entre 1 et 13.

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

8. Evaluation des coûts

Comme le montrent les relations (3) et (8), la consommation d'énergie ainsi que la surface des membranes sont directement proportionnelles à la quantité de sel à éliminer. Il en résulte que le procédé d'électrodialyse est particulièrement intéressant pour les eaux de faible salinité. Le tableau ci-après donne un ordre de grandeur des coûts obtenus pour le dessalement d'une eau à 2500 ppm.

**Tableau 3. Coût du dessalement d'une eau saumâtre
par électrodialyse
(F = francs français)**

- Hypothèses	}	. Capacité de production	: 10000 m ³ /jour		
		. Salinité de l'eau saumâtre	: 2500 PPM		
		. Salinité de l'eau produite	: ≤ 500 PPM		
		. Facteur de charge	: 80%		
- Charges financières (A)					
		Investissement	: 1000 F/m ³ /j		
		Durée d'amortissement	: 15 ans	(A) = $\frac{1000 \times 0,109}{365 \times 0,8}$	≈ 0,37 F/m ³ 25 %
		Taux d'intérêt	: 7%		
		Annuité	: 10,9%		
- Energie (B)					
		Consommation	: 3kwh/m ³	(B) = 3 × 0,20	≈ 0,60 F/m ³ 40 %
		Prix de l'énergie	: 0,20F/kwh		
- Membranes (renouvellement) (C)					
		Surface spécifique	: 1,5m ² /m ³ /j		
		Prix des membranes	: 300F/m ²	(C) = $\frac{1,5 \times 300}{5 \times 365 \times 0,8}$	≈ 0,31 F/m ³ 21 %
		Durée de vie	: 5 ans		
- Exploitation (D)					
		Annuité d'exploitation	: 6%	(D) = $\frac{1000 \times 0,06}{365 \times 0,8}$	≈ 0,21 F/m ³ 14 %
- Coût total				(A)+(B)+(C)+(D) ≈	1,50 F/m ³ 100 %

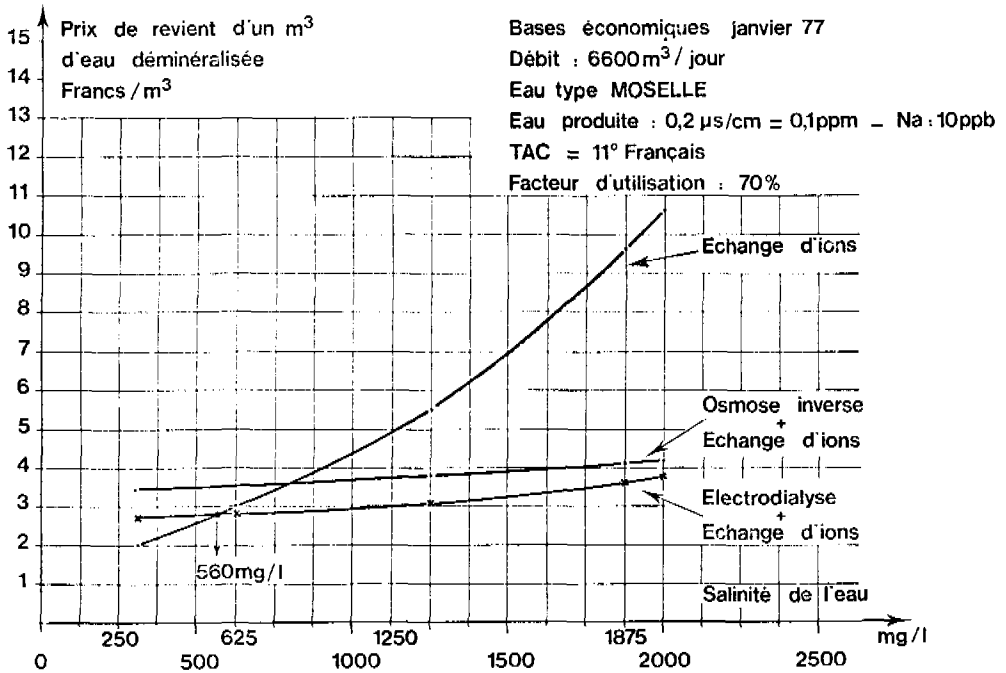
9. Association électrodialyse - échange d'ions pour la production d'eau de haute pureté

Il est difficile d'obtenir, par le procédé d'électrodialyse seul, une eau déminéralisée ayant une salinité inférieure à 200-300 ppm pour des raisons de sélectivité de membrane et de consommation d'énergie.

Dans le cas où l'on veut obtenir une eau de haute pureté ayant une salinité inférieure ou égale à quelques ppm, il est nécessaire d'associer à l'électrodialyse des résines échangeuses d'ions.

Une étude récemment effectuée par Electricité de France dans le cas de l'eau de la Moselle a montré que pour une salinité d'eau à traiter comprise entre 600 et 2000 ppm l'association électrodialyse-échange d'ions permettait d'obtenir une eau de haute pureté au coût le plus bas comme le montre la figure 7.

Fig. 7. Production d'eau déminéralisée de haute pureté à partir d'eau saumâtre
Comparaison électrodialyse - osmose inverse - résines



10. Conclusion

Le procédé d'électrodialyse apparaît comme un procédé industriel rentable de dessalement des eaux saumâtres de faible salinité (quelques grammes par litre). On essaie souvent d'opposer l'électrodialyse à d'autres techniques de dessalement telles que l'échange ionique ou l'osmose inverse. En fait, ces différents procédés sont plutôt complémentaires que concurrents, l'électrodialyse se situant du point de vue salinité des eaux à traiter entre l'échange ionique et l'osmose inverse.

De plus, l'électrodialyse présente certains avantages spécifiques que nous avons résumés dans le tableau 4.

Tableau 4. Avantages de l'électrodialyse par rapport à l'osmose inverse

	Osmose inverse	Electrodialyse
Température de fonctionnement (tenue des membranes)	30°C 35°C maxi	45°C 70°C maxi
Prétraitement de l'eau	Très important (Coagulation - floculation filtration 5μ)	Simple (Filtration 50μ)
Zone de PH d'utilisation des membranes (nettoyage chimique)	Acétate de cellulose 4-7,5 Polyamide aromatique 4-11	1-13
Nettoyage mécanique (démontage du module)	Impossible	Possible
Pression de fonctionnement (matériaux utilisables)	≥ 30 bars (Métalliques)	≤ 3 bars (Plastiques)

Annexe 7

L'ECHANGE D'IONS

Dr T.V. Arden
Directeur administratif
Centre de Recherches hydrauliques, Londres

1. Historique

L'échange d'ions est un procédé dans lequel un ion est retiré d'une solution par un absorbant solide et remplacé par un autre de la même charge. Le phénomène fut observé pour la première fois en Grande-Bretagne par Thomson, en 1845, et, en 1850, Way détermina les grandes lois qui le gouvernent. En 1905, Gans, en Allemagne, réussit à adoucir l'eau industriellement, en utilisant des zéolites naturels et synthétiques.

Ce procédé, utilisé dans le monde entier, demeura la seule application de l'échange d'ions jusqu'en 1934. Cette année-là, deux inventions marquèrent le point de départ d'une industrie nouvelle. La première fut celle du charbon sulfoné, mis au point par Liebknecht, en Allemagne. Ce matériau, physiquement stable et chimiquement résistant, non seulement adoucissait l'eau, mais, à la différence des zéolites, restait stable au contact des acides et pouvait donc être converti à la forme hydrogène. Tous les cations pouvaient alors être remplacés par des ions hydrogènes, les sels étant convertis en acides libres correspondants.

La même année, Adams et Holmes, en Angleterre, inventèrent les résines échangeuses d'anions qui, après régénération à l'hydroxyde ou au carbonate de sodium, pouvaient absorber les acides minéraux, ce qui permettait d'opérer en deux temps, un échange d'ion d'hydrogène étant suivi d'un échange d'ion d'hydroxyde. Ce procédé de dé-ionisation ou déminéralisation est devenu, avec des améliorations ultérieures, le moyen de purifier l'eau à un degré plus poussé que par n'importe quelle autre méthode connue. La production moderne d'électricité et l'industrie électronique sont deux exemples de technologies qui seraient complètement impossibles sans l'eau ultra-pure dé-ionisée. Ce procédé est d'une valeur particulière quand le contenu en sel est inférieur à 2000 mg/l. A des concentrations plus élevées, les procédés utilisant des membranes sont plus économiques.

Les résines échangeuses d'ions sont des gels basés sur un réseau polymérique réticulé auquel des groupes soit acidiqement soit basiquement actifs sont immuablement attachés. Le polymère modifié qui en résulte est insoluble; il est cependant hydrophile et facilement perméable à l'eau. Quel que soit le procédé, l'échange d'ions se fait en solution dans l'eau de gel des résines. La perle de résine se comporte presque exactement comme s'il s'agissait d'une goutte de solution concentrée entourée d'une membrane demi-perméable.

2. La production des résines échangeuses d'ions

Le styrène (vinylbenzène) est facilement polymérisé en utilisant un catalyseur de peroxyde organique pour obtenir le polystyrène. Le polymère résultant est dur et impossible à mouler. Pour le convertir en une résine échangeuse de cations, on le traite avec de l'acide sulfurique concentré à 80 °C. Le matériau final est le polystyrène réticulé sulfoné. Ces résines sont les plus utilisées de tous les matériaux d'échange d'ions. Cependant, à certaines fins particulières, les résines cationiques carboxyliques, de faible acidité, sont plus utiles. Elles sont obtenues par la copolymérisation de l'acide acrylique ou méthacrylique avec DVB.

Pour produire les résines échangeuses d'anions, le polymère de base est exactement le même que pour les échangeurs de cations, mais le groupe actif est un composé d'ammonium quaternaire, dont la force basique est semblable à celle de l'hydroxyde de potassium, ou d'une amine tertiaire, de plus faible basicité.

3. Les réactions d'échange d'ions

Tous les procédés d'échange d'ions sont fondamentalement similaires, en ce sens que l'un des ions est enlevé de la solution et remplacé par un autre. On peut néanmoins les classer en un certain nombre de types.

3.1 Echange général de cations

Cet échange est symbolisé par l'adoucissement de l'eau (réaction en avant 1) et la régénération de la résine (réaction inverse 1).

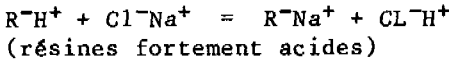
Réaction 1 :



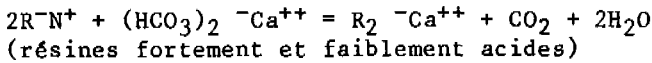
3.2 Echange de l'ion d'hydrogène

Dissociation du sel :

Réaction 2 :



Réaction 3 :



Dans chaque cas, la régénération est, par exemple :

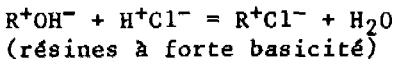
Réaction 4 :



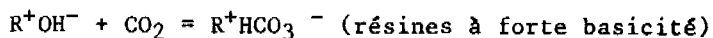
Les résines carboxyliques provoquent la réaction 3, mais leur acidité est trop faible pour la réaction 2. Par conséquent, leur utilisation ne provoque pas d'acidité minérale dans l'eau. Cela permet de procéder à la "décarbonatation". Beaucoup d'eaux dures contiennent à peu près 350 mg/l de dureté totale, et environ 300 mg/l de bicarbonate. Le passage à travers une résine carboxylique (réaction 3, par exemple), suivi d'un dégazage pour l'élimination de CO₂ et de l'adoucissement normal, produit une eau douce avec une faible quantité de solides dissous, propre à la boisson et à de nombreux usages industriels. Les résines étant très facilement régénérées, le coût est faible.

3.3 Absorption d'acide

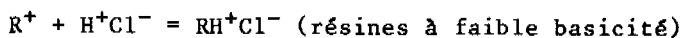
Réaction 5 :



Réaction 6 :



Réaction 7 :



Ces réactions sont utilisées, presque exclusivement, à la suite des réactions cationiques 2 et 3 de dissociation du sel. Le procédé combiné donne, en principe, de l'eau complètement pure, exempte de toute matière dissoute. Les résines à faible basicité n'ont pas une forme hydroxyde, mais sont converties par des solutions alcalines en base libre non dissociée capable d'absorber les acides minéraux. Ces résines ne peuvent pas absorber, par la réaction 6, des acides faibles, tels que CO_2 et SiO_2 , qui ne sont eux-mêmes ionisés qu'en solution alcaline. Loin d'être un désavantage, cela ajoute à leur utilité. Une eau naturelle typique, dont les anions sont peut-être 25% de chlorure et de sulfate, avec 75% de bicarbonate et seulement des traces de silice, peut être dé-cationisée par les réactions 2 et 3. Elle est alors traitée avec une résine de faible basicité par la réaction 7, après quoi elle ne contient plus que quelques traces de silice, outre le CO_2 qui ensuite est éliminé par dégazage. On obtient ainsi une eau presque pure, sans gaspiller la capacité de la résine, en absorbant CO_2 . De plus, les résines à faible basicité sont très économiquement régénérées, avec seulement un excès minime de soude caustique.

4. Dessalement des eaux saumâtres

Bien qu'elle serve principalement à produire une eau d'une très grande pureté pour des usages industriels, la dé-ionisation est aussi employée pour rendre potables les eaux saumâtres. Cependant, parce qu'un volume donné de résine absorbe une quantité fixe de sel, la quantité d'eau traitée produite diminue au fur et à mesure que la salinité augmente. Si le total des solides dissous est de 2500 mg/l (de $CaCO_3$), le rendement est d'à peu près 8 litres d'eau par litre de résine et, puisque le procédé consomme plus que cette quantité, aucune eau utilisable n'est produite. En pratique, le procédé n'est pas économique au-dessus de 1500 mg/l et convient mieux aux eaux légèrement salines (autour de 1000 mg/l). A ce niveau, 1 litre de résine produit à peu près

20 litres d'eau pure qui peut être mélangée avec 9 litres d'eau non traitée, pour produire 29 litres d'eau potable contenant 300 mg/l de sels dissous, ce qui constitue un niveau acceptable.

Le rendement peut être encore augmenté dans le cas des eaux pour lesquelles le problème n'est pas celui de la salinité totale, mais celui de l'excès de sels tels que le sulfate de magnésium. Des réserves de cette sorte se trouvent dans de nombreuses oasis du désert du Sahara. $MgSO_4$ peut être éliminé et remplacé par $NaCl$, en utilisant un mélange de résines échangeuses de cations et d'anions régénérées avec du sel. L'eau peut aussi être dé-ionisée, l'opération étant poursuivie exprès après le point de fuite des sels de manière à obtenir une quantité d'eau totalement dé-ionisée, puis une quantité d'eau dont $CaMg$ et SO_4 ont été éliminés, en laissant Na et Cl en solution.

Dans quelques régions du monde, notamment en Argentine, il y a des réserves d'eau à teneur en bicarbonate très élevée. Celles-ci peuvent être traitées à peu de frais, seulement en utilisant des échangeurs de cations faiblement acides et en procédant ensuite au dégazage. Le procédé donne un produit de faible salinité à un coût minimum.

Les eaux qui contiennent des taux excessifs de nitrates, en plus des sels, doivent être traitées par la dé-ionisation normale, puisqu'il n'y a aucune résine commerciale qui puisse éliminer exclusivement les nitrates.

5. Principes de l'installation

Les facteurs qui entrent en jeu dans le fonctionnement d'une installation échangeuse d'ions sont en conflit et certains compromis sont nécessaires. Comme les facteurs économiques sont particulièrement importants dans le dessalement des eaux saumâtres, le plan et le fonctionnement de l'installation sont conçus de manière à maximiser le rendement et l'économie. L'enlèvement total des sels n'est pas nécessaire. Pour obtenir la capacité maximale d'opération des résines, de hauts niveaux de régénération sont employés. L'inefficacité qui en résulterait normalement est compensée par l'utilisation d'une régénération à contre-courant et aussi par la réutilisation d'une partie du régénérant. Une utilisation maximale est alors faite de la capacité ainsi produite, en dépassant le point de fuite des ions et en mélangeant l'eau incomplètement traitée ainsi obtenue pour avoir une eau de

salinité finale satisfaisante. Les procédés d'échange d'ions continus et à contre-courant peuvent aussi être utilisés et des exemples de chacun de ces types d'installations seront donnés.

6. Opération et entretien

Les échangeurs d'ions sont essentiellement simples et peuvent fonctionner automatiquement ou manuellement avec une main-d'oeuvre semi-spécialisée. La consommation d'électricité est faible, comparée à celle du système à membranes, mais il faut de l'acide et de la soude pour la régénération, ce qui rend le procédé moins intéressant dans les endroits éloignés.

Annexe 8

PRINCIPAUX TRAITEMENTS SPECIFIQUES RELATIFS A CERTAINS COMPOSES MINERAUX INDESIRABLES

P. Mouchet

Ingénieur, Chef du Département "Etudes des Eaux"

et

J.M. Rovel

Ingénieur, Chef du Département "Echangeurs d'ions-osmose inverse"
Société Degrémont
Rueil-Malmaison, France

La plupart des procédés de déminéralisation, comme l'osmose inverse, la distillation ou l'électrodialyse, s'exercent sur l'ensemble des anions et des cations des eaux dont la salinité est trop importante. Il existe par contre des eaux dont la minéralisation est faible, mais qui présentent des caractéristiques défavorables pour un seul élément, ou du moins pour un nombre restreint d'entre eux qui d'ailleurs n'appartiennent pas en général au groupe des ions dominants tels que HCO_3^- , Cl^- , SO_4^- , Na^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , etc. Il faut alors appliquer à l'eau un traitement spécifique de ces paramètres indésirables. Il s'agit le plus souvent des éléments suivants :

- le fer et le manganèse;
- les composés de l'azote : ions ammonium (NH_4^+) et nitrate (NO_3^-); nous considérerons les nitrites comme une étape intermédiaire entre ces deux formes et absente en général des eaux naturelles;
- le fluor.

En réalité, seuls le fluor et les nitrates sont réellement néfastes pour la santé lorsqu'ils sont présents en quantité excessive; les autres éléments doivent néanmoins être éliminés pour des raisons de protection des tuyauteries de distribution (Fe, Mn), d'effets secondaires possibles sur la qualité de l'eau (Fe, Mn, MH_4) et d'agrément du consommateur. Le tableau 1 résume les normes internationales relatives à ces différents éléments, pour lesquels les impératifs ne sont d'ailleurs pas les mêmes : s'il est souhaitable d'éliminer totalement le fer, le manganèse et

l'ammonium, les nitrates peuvent par contre être présents à faible concentration; quant au fluor, ou plutôt l'ion fluorure F^- , sa teneur doit évoluer entre des limites inférieure et supérieure très strictes et très rapprochées.

Tableau 1. Comparaison des normes OMS ET CEE
concernant la minéralisation de l'eau potable

	Normes OMS (1972)		Normes CEE (1980) ^a	
	Concentration maximale souhaitable	Concentration admissible	Niveau guide	Concentration maximale admissible
Fer (mg/l Fe)	0,1	1	0,05	0,2
Manganèse (mg/l Mn)	0,05	0,5	0,02	0,05
Ammonium (mg/l NH_4)	-	-	0,05	0,5
Nitrates (mg/l NO_3)	-	45	25	50
Fluor (mg/l F^-) ^b	-	0,8 à 1,7	-	0,7 à 1,5

^a D'après la directive du Conseil du 15 juillet 1980, parue au Journal officiel des Communautés européennes du 30 août 1980.

^b Dans chaque région, la limite réelle est fonction de la moyenne annuelle des températures diurnes maximales, d'où l'existence d'une fourchette de valeurs. D'autre part, l'OMS considère également une limite inférieure pour la concentration en ion fluorure, de 0,6 à 0,9 mg/l suivant la température.

1. Déferrisation et démanganisation

Dans les eaux de surface, le fer et le manganèse se trouvent en général à l'état oxydé et précipité; ils sont donc éliminés lors des traitements classiques de clarification.

C'est lorsque ces éléments se présentent dans la nature sous forme réduite (état d'oxydation +2) et dissoute qu'ils réclament des traitements spécifiques. C'est pour cela que l'élimination du fer et du manganèse, associée éventuellement à celle des autres

substances indésirables qui peuvent les accompagner (H_2S , ammoniaque et composés ammoniacaux, gaz carbonique agressif), constituera surtout le traitement classique des eaux souterraines souvent dépourvues d'oxygène.

Toutefois, ce traitement devra être envisagé pour des eaux de surface dans certains cas particuliers :

- conditions anaérobies au fond des lacs, retenues, réservoirs d'eau brute;
- pollution par des rejets d'effluents acides de mines.

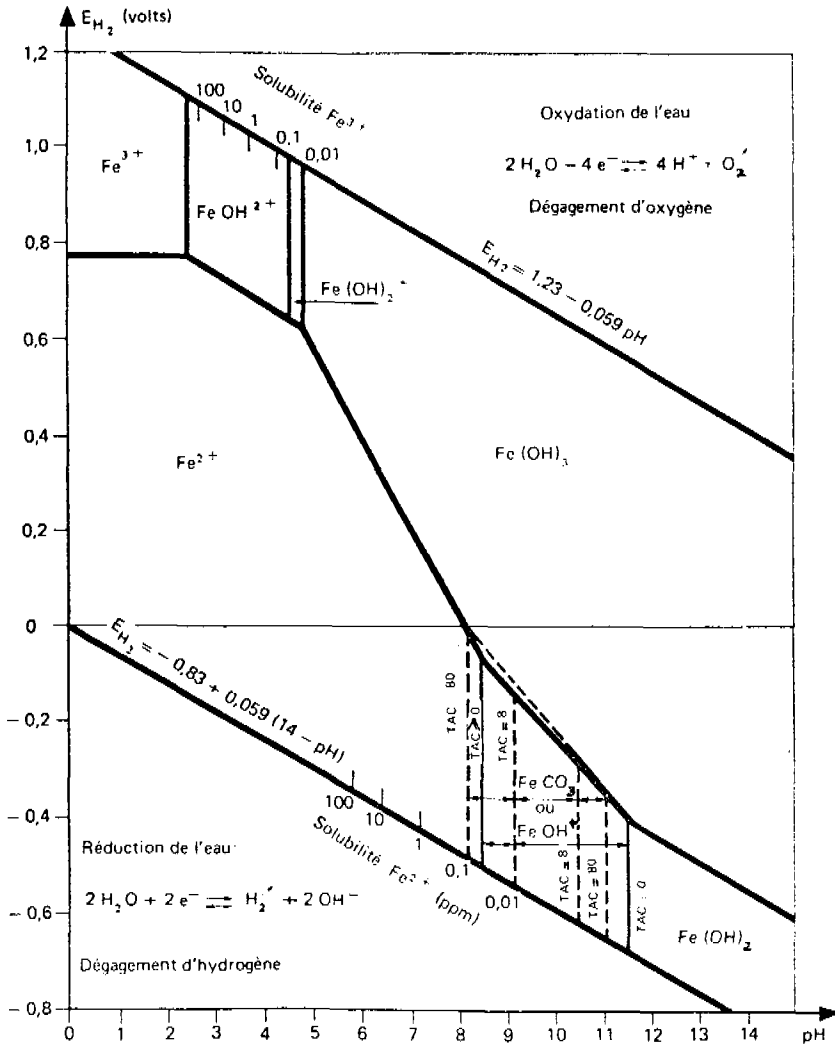
Ces éventualités sont plus rares et conduisent à un complément de traitement dans les installations classiques plutôt qu'à un traitement spécifique; c'est donc surtout le cas des eaux profondes qui va être examiné ici. La forme du fer dans l'eau dépend avant tout du pH et du potentiel d'oxydo-réduction; dans la figure 1, on voit qu'il est possible de passer d'une forme dissoute du fer (par exemple Fe^{2+} ou $FeOH^+$) à une forme précipitée ($FeCO_3$, $Fe(OH)_2$ ou $Fe(OH)_3$) en élevant soit le potentiel (oxydation), soit le pH, soit les deux à la fois. Le manganèse suit une loi analogue. C'est sur ces principes que seront basés en général les différents traitements énumérés ci-dessous.

1.1 Déferrisation-démanganisation par oxydation et filtration

1.1.1 Déferrisation simple sans décantation (aération-filtration)

Ce procédé concernera les eaux brutes dont la teneur maximale en fer est de 5 à 10 mg/l et qui ne présentent par ailleurs pas d'autres caractéristiques défavorables (absence de manganèse, couleur, turbidité, acides humiques; une faible teneur en ammoniaque et une agressivité carbonique modérée peuvent être tolérées).

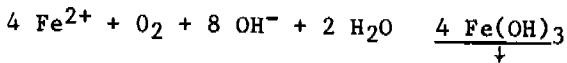
Fig. 1. Diagramme "potentiel-pH" du fer



Le premier stade du traitement de déferrisation sera alors basé sur une oxydation du fer bivalent par l'oxygène de l'air. Cette aération peut se faire (en fonction de la conception générale de l'installation) :

- soit à la pression atmosphérique, dans des installations gravitaires (fig. 2) : pulvérisation dans l'air; cascades; ruissellement avec ou sans circulation d'air, sur des matériaux de contact (coke, lave volcanique, anneaux de Raschig, etc.); barbotage d'air surpressé, sous forte profondeur (bassin rempli de matériaux de contact) ou faible lame d'eau (insufflation d'air à travers une tôle perforée); aération mécanique par turbines;
- soit sous pression, par insufflation d'air comprimé dans des tours d'oxydation remplies de matériaux de contact (lave volcanique le plus souvent).

La rapidité de l'oxydation du fer bivalent par l'oxygène dépend de plusieurs facteurs, en particulier : température, pH, teneurs en fer et en oxygène dissous. L'équation de la réaction peut s'écrire :

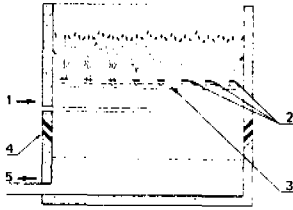


et sa cinétique s'exprime par la relation de Stumm & Lee (1) :

$$- \frac{d(\text{Fe}^{2+})}{dt} = k \cdot (\text{Fe}^{2+}) \cdot \text{P}_{\text{O}_2} \cdot (\text{OH}^-)^2$$

La constante k étant fonction de la température et du pouvoir-tampon de l'eau brute (2).

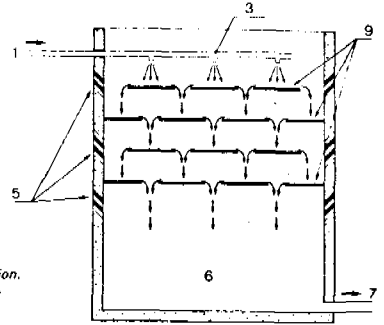
Fig. 2. Traitement de déferrisation



- 1 - Eau à aérer.
- 2 - Tuyères de pulvérisation.
- 3 - Collecteur ramifié.
- 4 - Persiennes de ventilation.
- 5 - Eau aérée.

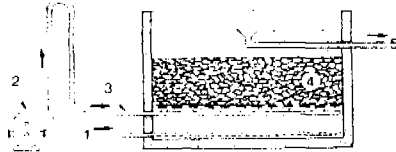
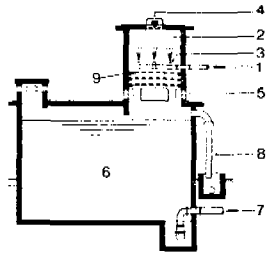
▲ Tour de pulvérisation.

Aérateur à pulvérisation et ruissellement — Aération naturelle.



- 1 - Arrivée d'eau à traiter.
- 2 - Chambre de pulvérisation.
- 3 - Buses de pulvérisation.
- 4 - Ventilateur.
- 5 - Volets d'aération.
- 6 - Citerne d'eau traitée.
- 7 - Reprise d'eau traitée.
- 8 - Trop-plein.
- 9 - Plateaux.

Aérateur à pulvérisation et ruissellement — Aération forcée.

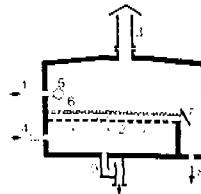


- 1 - Eau à aérer.
- 2 - Surpresseur d'air.
- 3 - Injection d'air surpressé.
- 4 - Masse de contact.
- 5 - Reprise d'eau aérée.

▲ Aérateur par barbotage sous forte hauteur d'eau.

- 1 - Entrée d'air.
- 2 - Tôle perforée.
- 3 - Evacuation de CO
- 4 - Entrée d'eau.
- 5 - Tuyau de répartition.
- 6 - Défecteur.
- 7 - Pare-écume.
- 8 - Sortie d'eau traitée.
- 9 - Siphon.

Aérateur par barbotage sous faible hauteur d'eau. ▶



D'après ce qui précède, il faut 0,14 ppm d'oxygène pour oxyder 1 ppm de fer, mais la réaction sera d'autant plus rapide que le pH sera plus élevé et que l'eau sera plus proche de la saturation en oxygène (un pH de 7,2 représentant souvent le minimum compatible avec le temps de contact admissible sur une installation : une correction de pH sera donc nécessaire dans certains cas).

L'aération aboutit en principe à la formation d'un coagulum amorphe d'hydroxyde ferrique, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$; en fait, l'aération ouverte (qui chasse une partie du gaz carbonique) et/ou l'ajustement chimique du pH peuvent avoir pour conséquence la précipitation simultanée de carbonate ferreux FeCO_3 , plus cristallin. Les conditions de marche de la filtration subséquente peuvent donc différer sensiblement d'une installation à l'autre, suivant la proportion des différents précipités, et c'est pourquoi les paramètres de la filtration sont très variables : dans le cas des filtres classiques à sable, la taille effective optimale du matériau filtrant peut se trouver comprise entre 0,5 et 1 mm, et la vitesse entre 5 et 20 $\text{m}^3/\text{h}/\text{m}^2$, si ce n'est davantage.

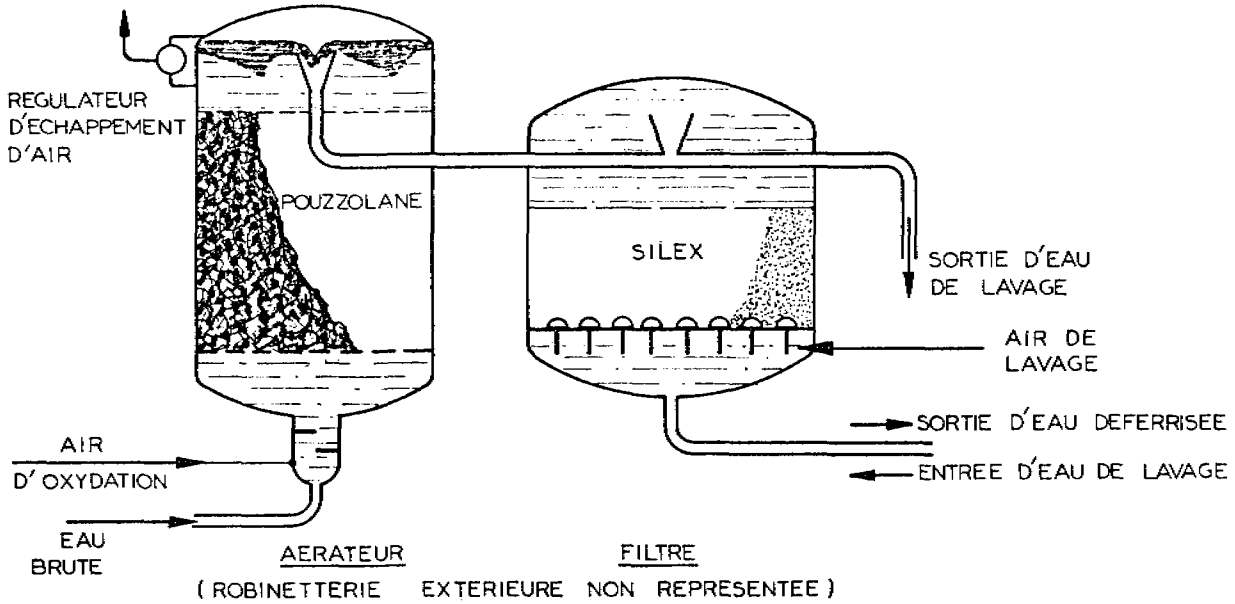
Le poids de fer retenu par unité de surface filtrante est, lui aussi, pour les mêmes raisons, très variable : 200 à 2500 g Fe par m^2 de sable, suivant les cas. D'une manière générale, l'emploi des filtres bicouches (anthracite + sable) permet d'obtenir une eau traitée de meilleure qualité et d'améliorer la capacité de rétention des filtres.

Les effets de certains inhibiteurs organiques (acides humiques) ou minéraux (comme la silice) peuvent être combattus par des traitements complémentaires : oxydation (permanganate de potassium, ozone), coagulation (sulfate d'alumine) ou floculation (alginate) suivant le cas (3).

Tous les principes énoncés ci-dessus aboutissent à des installations gravitaires ou sous pression. Le type le plus courant est celui de l'installation sous pression qui comporte (fig. 3) :

- une tour d'oxydation comprenant un lit de lave volcanique très dure et poreuse qui divise l'eau et lui assure, par contact avec l'air, une grande surface d'oxydation;

Fig. 3. Déferriseur à filtration séparée



- un filtre à sable lavable par retour d'eau et insufflation d'air.

Les stations gravitaires comportent une aération à la pression atmosphérique (voir plus haut fig. 2) suivie d'une filtration ouverte ou fermée (dans ce dernier cas, avec ou sans pompage de reprise).

1.1.2 Déferrisation avec décantation

Il est nécessaire d'intercaler une décantation entre l'aération et la filtration dans les cas suivants :

- dose de fer élevée dans l'eau brute, conduisant à un volume de précipité excessif;
- présence de couleur, turbidité, acides humiques, agents complexants, etc., impliquant l'adjonction d'un coagulant (sulfate d'aluminium ou chlorure ferrique) à une dose supérieure à une dizaine de ppm de produit commercial.

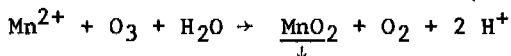
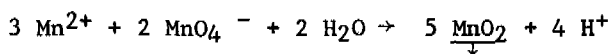
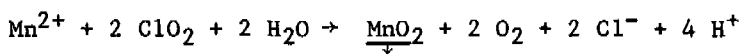
Les procédés de décantation accélérée (à circulation de boues ou à lit de boues) conviennent alors tout particulièrement au traitement de ces eaux; de telles installations sont donc obligatoirement gravitaires : elles sont analogues à celles qui traitent des eaux de surface, en y ajoutant l'aération qui doit obligatoirement précéder la décantation si l'eau brute est dépourvue d'oxygène.

1.1.3 Démanganisation

Lorsqu'une eau brute contient du manganèse, c'est le plus souvent en présence de fer. Mais les procédés de déferrisation qui viennent d'être examinés sont généralement insuffisants pour assurer une démanganisation efficace : la précipitation sous forme d'hydroxyde ou l'oxydation par oxygène ne seraient concevables que pour un pH trop alcalin (au moins 9 à 9,5); l'oxydation par le chlore est parfois possible, mais en présence d'un fort excès de chlore qu'il faut ensuite neutraliser.

Par contre, on obtient une oxydation suffisamment rapide pour le bioxyde de chlore, le permanganate de potassium ou l'ozone qui

amènent le manganèse bivalent à l'état d'oxydation + 4 et le précipitent sous forme de bioxyde de manganèse :



D'après ces réactions, les quantités théorique d'oxydant à mettre en oeuvre sont respectivement, pour 1 mg/l de Mn (II) :

- Dioxyde de chlore (ClO_2) : 2,5 mg/l
- Permanganate de potassium (KMnO_4) : 1,9 mg/l
- Ozone (O_3) : 0,87 mg/l

En fait, la dose réelle peut s'en écarter très sensiblement, en fonction surtout du pH, mais aussi du temps de contact, de la présence de dépôts antérieurs (4), de la teneur en matières organiques, etc.

On réalisera souvent une économie importante d'oxydant chimique en l'appliquant après aération, laquelle aura déjà agi auparavant sur les substances facilement oxydables, en particulier le fer bivalent et l'hydrogène sulfuré. Du point de vue technologique, ces procédés d'oxydation énergique du manganèse peuvent s'intégrer aux mêmes installations (gravitaires ou sous pression) que celles qui ont été vues plus haut pour la déferrisation.

1.2 Autres traitements physico-chimiques

1.2.1 Filtration sur matériaux spéciaux, tels que zéolites (ou sables verts), pyrolusite, CZ; ces matériaux peuvent être utilisés soit comme catalyseurs de l'oxydation par l'oxygène dissous, soit comme échangeurs d'électrons. Dans ce dernier cas, ils doivent être fréquemment régénérés par une solution de KMnO_4 . Leur emploi a souvent été décevant et, de ce fait, ils sont peu utilisés en France.

1.2.2 Utilisation de produits alcalins

- Filtration sur neutralite, Akdolit, Magno-dol, etc.;
- aération, introduction de magnésie en poudre sous agitation et filtration sur diatomées.

De même que dans la catégorie 1.2.1, ces techniques sont également très peu utilisées.

1.3 Traitements biologiques (fig. 4 et 5)

Certains micro-organismes autotrophes (Leptothrix, Crenothrix, Gallionella, etc.) ont un métabolisme basé sur l'oxydation du fer et du manganèse; si les conditions sont favorables, les réactions sont très rapides et l'élimination de ces deux éléments est complète. L'azote ammoniacal étant un élément essentiel de la nourriture bactérienne, ce type de traitement sera favorisé par la présence d'ammoniaque dans l'eau brute (d'ailleurs, on assistera souvent à une nitrification simultanée).

Dans leur principe, ces traitements biologiques ne diffèrent pas essentiellement de la première catégorie qui a été citée plus haut (oxydation-filtration); mais dans leur réalisation, ils présentent d'importantes particularités (3, 5) :

- les micro-organismes demandent des conditions de "rH" bien définies, correspondant par ailleurs à un potentiel Redox plus faible pour les micro-organismes du fer que pour ceux du manganèse; il en résultera que la déferrisation biologique trouvera son optimum dans un milieu relativement pauvre en oxygène (entre 0,01 et 2 mg/l), alors que la démanganisation biologique se fera mieux en milieu bien aéré;
- le mode d'action des micro-organismes permet souvent des vitesses élevées (15 à 60 m³/h/m²) sur un sable dont la taille effective pourra être très nettement supérieure à la limite qu'il convient d'adopter dans le cas d'une oxydation purement chimique : 1,5 à 3,5 mm au lieu de 0,5 à 0,95 mm; on peut alors atteindre des capacités de rétention de 5000 g Fe/m² ou même davantage (contre 700 g Fe/m² en moyenne en traitement physico-chimique);

Fig. 4. et 5. Ferrobactéries

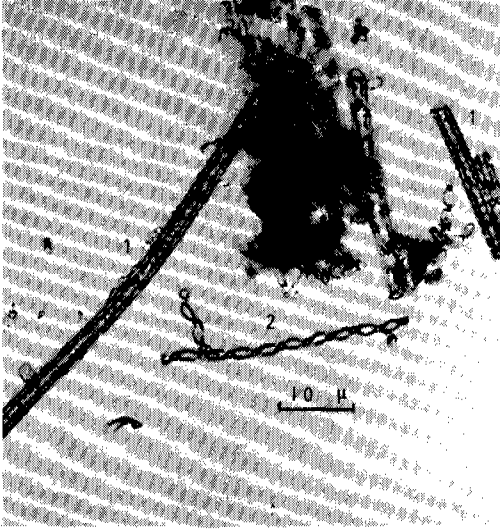


Fig.4- Types les plus usuels :
1) Leptothrix
2) Gallionella
x 1500

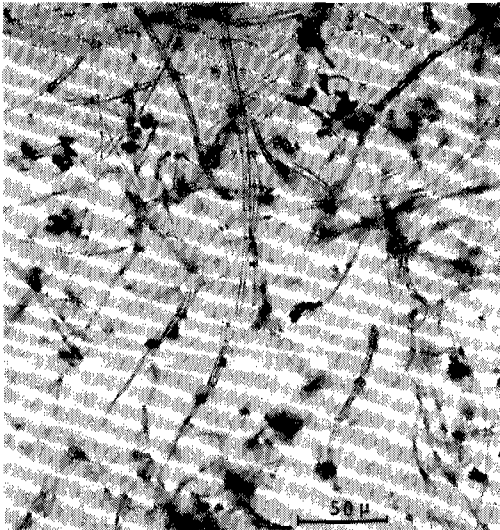


Fig.5- Population de Leptothrix
dans une eau de lavage
de filtre fonctionnant en
déferrisation biologique
x 500

- l'oxydation chimique ne doit pas commencer avant les phénomènes biologiques; l'aération doit donc précéder immédiatement la filtration, sans bassin de contact intermédiaire;
- le lavage des filtres doit être incomplet, pour laisser un ensemencement suffisant.

Lorsque l'eau brute contient simultanément du fer et du manganèse, cette technique conduit à des installations à double filtration, conçues sur la séquence addition très faible d'air dans l'eau brute, déferrisation sur un premier étage de filtration, aération intensive, démanganisation sur un deuxième étage de filtration (les micro-organismes oxydant le manganèse ne peuvent se développer que lorsque la teneur en fer est devenue très faible). Mais on n'est jamais sûr à l'avance du développement des micro-organismes et le fonctionnement des installations conçues sur ce principe est parfois difficile à maîtriser : on ne peut donc choisir ce type de procédés que si des essais préliminaires en ont prouvé la fiabilité.

2. Les problèmes de l'azote

On considérait jusqu'à maintenant ces problèmes comme peu préoccupants pour diverses raisons :

- aucune norme ne fixait une teneur-limite en NH_4^+ , et d'ailleurs cet ion était souvent éliminé par le chlore; les récentes normes européennes et certains problèmes (formation de trihalométhanes) mettent en cause la chloration des eaux brutes imposent de nouveaux traitements;
- les eaux trop riches en nitrates étaient soit abandonnées, soit diluées avec des eaux qui en contenaient peu; mais les ressources s'épuisent et il faut maintenant exploiter des nappes nitratées.

Le cycle de l'azote dans la nature se faisant par voie essentiellement biologique, il s'agit là d'un domaine où les traitements biologiques vont évidemment trouver une place de choix (6), d'autant plus que les ions NH_4^+ et NO_3^- , très solubles, s'éliminent difficilement par voie physico-chimique.

2.1 Élimination de l'ammoniaque

2.1.1 Traitements physico-chimiques

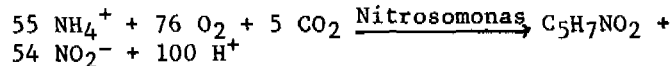
L'oxydation par le chlore (break-point) permet une élimination totale, mais ce traitement pose des problèmes du double point de vue quantitatif (prohibitif pour des teneurs en NH_4^+ supérieures à 2 mg/l) et qualitatif (régulation difficile en cas de doses fluctuantes; problèmes des haloformes ou trihalométhanes).

L'échange ionique sur clinoptilolite n'est pas encore d'un usage très courant pour les eaux potables. Quant au stripping en pH alcalin (11 à 12), il n'est guère praticable qu'en recyclage d'eaux résiduaires urbaines.

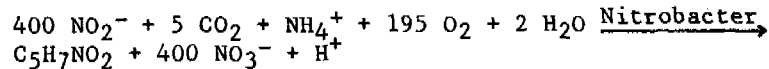
2.1.2 Traitements biologiques (6, 7, 8, 9)

Par contre, la nitrification biologique (oxydation enzymatique de l'ammoniaque en nitrites puis en nitrates sous l'influence de bactéries autotrophes aérobies) est une technique déjà éprouvée et destinée à une utilisation croissante du fait des restrictions évoquées plus haut pour les autres procédés. Le bilan de la nitrification peut être décrit globalement par les réactions suivantes (dans lesquelles $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ désigne la substance bactérienne synthétisée) :

Nitritation :



Nitratation :



Ce processus bactérien nécessite pour son développement un apport permanent d'oxygène (4,5 mg O_2 par mg d'azote ammoniacal) et également d'ion phosphate.

La forme finale de l'azote est l'ion nitrate.

Les faibles teneurs en NH_4^+ ($\leq 1,5$ mg/l) présentes dans des eaux bien aérées peuvent être directement éliminées par cette voie sur des filtres à sable, en l'absence de tout désinfectant résiduel (toutefois, une ozonation préalable paraît favoriser ce développement bactérien).

La nitrification des eaux claires à forte teneur en NH_4 peut être mise en oeuvre dans des aérateurs par barbotage sous forte hauteur d'eau (un exemple en est donné dans l'avant-dernier schéma de la fig. 2) ou dans une tour d'oxydation sous pression, ces appareils étant garnis d'une masse de contact (pouzzolane, biolite, etc.) dont le volume doit répondre à une relation de la forme (7, 8) :

$$N_{\text{NH}_4} \times \frac{Q}{V} = K.A. t^{-10}$$

avec : N_{NH_4} = quantité d'azote à éliminer (mg/l)
 Q = débit d'eau (m^3/h)
 V = volume de la masse de contact (m^3)
 t = température ($^{\circ}\text{C}$)
 A, K = coefficients, fonction du matériau-support et de la biomasse.

Dans la plupart des cas, une filtration sur sable permet de terminer le traitement.

2.2 Elimination des nitrates

2.2.1 Généralités

Les inconvénients dus à un excès de nitrates sont bien connus (méthémoglobinémie des nourrissons; formation de nitrosamines cancérigènes). L'osmose inverse les élimine bien, mais ne présente évidemment pas de spécificité vis-à-vis de ces ions. Lorsque l'on ne désire pas changer les autres caractéristiques de l'eau, il faut donc rechercher un traitement spécifique. Une possibilité existe avec certaines résines échangeuses d'ions, mais elle n'est pas utilisée en France car les résines anioniques n'y sont pas encore agréées pour le traitement des eaux de consommation; de plus, ce traitement est coûteux et pose un problème de rejet des solutions de régénération. Dans l'état actuel de la technique, c'est alors le procédé de dénitrification biologique

qui apparaît le mieux adapté, d'autant plus qu'il a reçu récemment l'agrément officiel du Ministère de la Santé en France.

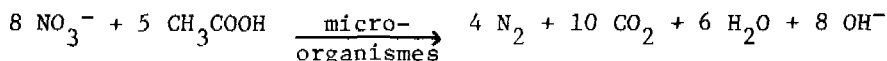
2.2.2 La dénitrification biologique (6, 9, 10, 11)

Elle consiste à transformer les nitrates (NO_3^-) en azote moléculaire (N_2) sous l'influence de bactéries diverses naturellement présentes dans l'environnement. Ces bactéries sont :

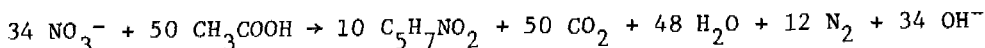
- hétérotrophes : il faut donc leur donner un substrat organique, qui sera oxydé jusqu'au stade CO_2 ;
- anaérobies facultatives : elles peuvent travailler en présence d'oxygène dissous, mais la consommation d'aliment carboné s'en trouve augmentée, ce qui accroît les frais d'exploitation; dans la mesure du possible, l'eau brute devra donc de préférence être exempte d'oxygène dissous.

Dans le domaine des eaux potables, l'apport de carbone organique peut être réalisé avec de l'éthanol, de l'acide acétique, etc. Avec l'acide acétique, par exemple, les équations des réactions seront les suivantes :

a) transformation des nitrates en azote gazeux :



b) production de boues par croissance bactérienne :



Le pH optimal pour ce type de traitement est compris entre 7 et 8. Il est parfois nécessaire d'ajouter aussi une source de phosphore (environ 0,5 mg/l PO_4^{3-}) en tête du traitement pour favoriser la croissance bactérienne. Enfin, pour éviter la présence de carbone résiduel dans l'effluent, on ne cherche pas à ôter la totalité des nitrates de l'eau brute : le traitement peut être calculé pour laisser subsister environ 20 mg/l NO_3^- dans l'eau traitée.

Comme pour la nitrification des eaux potables, les bactéries travaillent en général sur un matériau-support granuleux (qui peut être du sable, de la biolite, etc.), en percolation ascendante (avec ou sans fluidisation) ou descendante. Le schéma-type d'une installation de traitement pourra être le suivant :

- injection de réactifs (substrat carboné et phosphore);
- réacteur de dénitrification, par exemple lit compact de biolite à flux ascendant ($v = 5$ à 10 m/h);
- aération de l'eau dénitrifiée;
- filtration sur sable ou, mieux, sur filtre bicouche;
- désinfection de l'eau traitée (chloration).

3. Elimination du fluor

Les dangers d'un excès de fluor sont également bien connus (dents, os, système nerveux). Les principaux procédés de défluoruration envisageables sont les suivants.

3.1 Utilisation du phosphate tricalcique

On a remarqué depuis longtemps l'affinité du fluor pour ce corps, puisqu'on trouve toujours des teneurs notables en fluor dans les phosphates naturels, tels que les apatites, les phosphorites (2 à 5%), de même que dans les os. On pense que dans l'apatite, de formule $3 \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, CaCO_3 , l'ion carbonate est remplacé par du fluor pour donner de la fluorapatite insoluble. Le même rôle d'échangeur d'ions est joué par l'hydroxyapatite (où CaCO_3 est remplacé par $\text{Ca}(\text{OH})_2$) que l'on peut indéfiniment régénérer par la soude, qui retransforme la fluorapatite en hydroxyapatite.

Dans la pratique, on utilise :

- soit des produits naturels, tirés des os de bétail en particulier : cendre d'os (noir animal) ou poudre d'os; on peut conditionner ces produits sous forme de matériaux filtrants, régénérés périodiquement par une séquence soude-acide (HCl , H_3PO_4 , CO_2 , H_2SO_4 , etc.);
- soit de l'apatite synthétique, que l'on pourra fabriquer au sein de l'eau par un mélange soigneusement contrôlé de chaux et d'acide phosphorique.

3.2 Emploi de l'alumine

On peut utiliser le sulfate d'alumine, mais la dose doit être alors très élevée : 150 à 1000 g/m³ selon les cas.

Par contre, la filtration sur alumine activée a déjà été pratiquée avec succès; la régénération se fait par le sulfate d'alumine, ou par la soude et l'acide sulfurique. La capacité de rétention peut être très variable, suivant la teneur initiale en fluor dans l'eau brute et les conditions opératoires : 0,3 à 4,5 g d'ions F⁻ par litre de produit.

3.3 Adoucissement de l'eau à la chaux

Cette méthode peut être employée à condition que l'eau présente une teneur suffisante en magnésium car c'est la magnésie qui absorbe le fluor. Dans le cas contraire, il faut enrichir fortement l'eau en magnésium par distribution de sulfate de magnésium ou par utilisation de chaux dolomitique.

On estime qu'il faut environ 50 mg/l de magnésium pour éliminer 1 mg/l de fluor.

3.4 Conclusions relatives à la défluoruration

Au total, l'ensemble des techniques vues ci-dessus peut conduire à des procédés incluant soit une décantation, soit une filtration; c'est surtout ce dernier type qui a donné lieu à quelques réalisations industrielles, le matériau filtrant le plus fréquent étant l'alumine activée, régénérée par la soude et par l'acide sulfurique; le rendement du procédé est conditionné par la granulométrie de l'alumine (taille effective de l'ordre de 0,3 mm) et par certaines caractéristiques de l'eau à traiter, en particulier le pH (qui doit être amené à une valeur si possible inférieure à 7) et la teneur en ion HCO₃⁻ (concurrence pour les sites d'adsorption sur l'alumine). Les frais d'exploitation sont surtout fonction de la consommation en réactifs de régénération : environ 10 g NaOH et 12 g H₂SO₄ par gramme d'ion F⁻ éliminé.

4. Conclusions générales

Parmi les différents paramètres examinés ci-dessus, trois d'entre eux (Fe²⁺, NH₄⁺ et NO₃⁻) seront éliminés d'une façon plus économique si l'on adopte la voie biologique; pour le

manganèse, le procédé biologique n'est pas encore bien maîtrisé et l'oxydation chimique reste pour l'instant préférable. Quant au fluor, seule la voie physico-chimique (fixation sur alumine activée) est possible. Tous ces traitements comportent une percolation à travers un matériau granulaire, variable suivant le procédé considéré.

Lorsque plusieurs de ces éléments sont présents simultanément, l'articulation des actes unitaires de traitement est évidemment fonction du problème posé. Nous en présentons ici quelques exemples (en général valables pour les eaux souterraines).

4.1 Eaux contenant simultanément Fe, Mn, NH₄

Si (NH₄) < 1,5 mg/l environ, la chaîne de traitement comportera :

aération (ouverte ou sous pression) + oxydant fort éventuel (KMnO₄ de préférence pour ne pas inhiber les bactéries nitrifiantes) + filtration + désinfection

Si (NH₄) > 1,5 mg/l, il faut éliminer au préalable la plus grande partie des ions NH₄ dans un nitrificateur aéré :

nitrification + oxydant fort éventuel + filtration + désinfection

A noter que ce schéma de traitement permet souvent d'éliminer le manganèse par voie bactérienne, rendant ainsi inutile l'oxydant complémentaire.

4.2 Eaux nitratées contenant en outre Fe, Mn et/ou NH₄

Il est préférable d'éliminer d'abord les nitrates, surtout si l'eau brute est déjà dépourvue d'oxygène dissous. Une aération étant de toute façon nécessaire après la dénitrification biologique, la séquence la plus logique est donc, dans le cas où tous les éléments sont présents en teneur excessive :

dénitrification + nitrification + oxydant fort éventuel + filtration + désinfection

Si la teneur en NH_4^+ de l'eau brute est telle que la quantité de nitrates formée dépasse à nouveau les normes, il faut soit recycler l'eau nitrifiée en tête de la dénitrification, soit adopter la séquence :

nitrification + dénitrification + aération + oxydant éventuel
+ filtration + désinfection

Mais dans ces deux derniers cas, la présence d'oxygène dissous à l'entrée de la dénitrification augmente la consommation en substrat carboné.

4.3 Eaux fluorurées

Le stade de défluoruration sur alumine activée doit être placé en fin de traitement, après élimination de tous les autres paramètres indésirables par un traitement spécifique se terminant obligatoirement par une filtration sur sable ou sur bicouche, l'alumine activée ne devant servir que de matériau de fixation du seul ion fluor (et éventuellement de l'arsenic lorsque les eaux en contiennent) dans une eau claire et non de matériau de rétention mécanique des autres impuretés.

REFERENCES

1. Stumm, W. & Lee, G.F. (1961) Oxygenation of ferrous iron. Industrial and Engineering Chemistry, 53, 143-146.
2. Jobin, R. & Ghosh, M.M. (1972). "Effect of buffer intensity and organic matter on the oxygenation of ferrous iron". Journal of American Water Works Association, 64, 9, 590-595.
3. Mouchet, P. & Magnin, J. (1979). "Un cas complexe de déferri-sation d'une eau souterraine". Techniques et sciences municipales-L'eau, 74, 3, 135-143.
4. Leviel, R. (1964). "Expériences relatives à la démanganisation d'eaux très riches en manganèse". 6ème Congrès de l'Association internationale des distributions d'eau, Stockholm, vol. II, 360-364.

5. Hasselbarth, U. & Lüdemann, D. (1973). "Removal of iron and manganese from groundwater by microorganisms". Water Treatment & Examination, 22, 1, 62-77.
6. Richard, Y. & Leprince, A. (1980). "L'azote dans le traitement des eaux potables. Les traitements biologiques". Techniques et sciences municipales-L'eau, 75, 4, 167-181.
7. Richard, Y. et al. (1978). "Study of the nitrification of surface water". 9ème Congrès international de l'Association internationale de recherche sur la pollution des eaux, Stockholm (juin 1978), Progress in Water Technology, 10, 5/6, 17-32.
8. Richard, Y. et al. (1979). "Nitrification des eaux souterraines et des eaux clarifiées". Techniques et sciences municipales-L'eau, 74, 3, 157-163.
9. Benedek, A. & Richard, Y. (1980). "Progrès dans le traitement biologique". Rapport spécial N° 7, Congrès de l'Association internationale des distributions d'eau, Paris.
10. Richard, Y. et al. (1980). "Denitrification of water for human consumption". Progress in Water Technology, 12, 173-191.
11. Richard, Y. & Leprince, A. "Pollution par les nitrates : traitements disponibles". Journées internationales de l'eau, Poitiers (1980) (à paraître).

Annexe 9

PRODUCTION D'EAU DOUCE PAR DISTILLATION D'EAUX SALINES

J.-J. Libert

Directeur, Relations extérieures
Société internationale de Dessalement (SIDEM)
Paris, France

1. Introduction et bref rappel historique

Faire de l'eau douce à partir de l'eau de mer n'est pas une nouveauté. Depuis des temps très anciens on avait pu constater que si l'on portait à ébullition une eau salée, de l'eau de mer par exemple, on obtenait par condensation de la vapeur produite de l'eau déminéralisée. C'est probablement dans la première moitié du 19^{ème} siècle que la distillation de l'eau de mer a pris un aspect industriel à bord des navires à vapeur.

Plus récemment, et jusqu'au développement industriel des résines échangeuses d'ions après la dernière guerre mondiale, la distillation était le procédé employé pour faire de l'eau de haute pureté pour les chaudières industrielles.

C'est depuis une trentaine d'années que le dessalement de l'eau de mer et des eaux salines est devenu, d'abord exclusivement et encore principalement par distillation, un moyen de plus en plus important de faire de l'eau potable.

La figure 1 donne l'évolution du marché du dessalement des eaux jusqu'au 1er janvier 1981.

Le tableau 1 donne la répartition, par famille de procédés, de la capacité de dessalement installée, en construction ou en commande dans le monde au 1er janvier 1980 (sources Etudes du Commissariat à l'Energie atomique et de l'Université de Hawaii, Etats-Unis).

Fig. 1. Evolution de la capacité mondiale cumulée

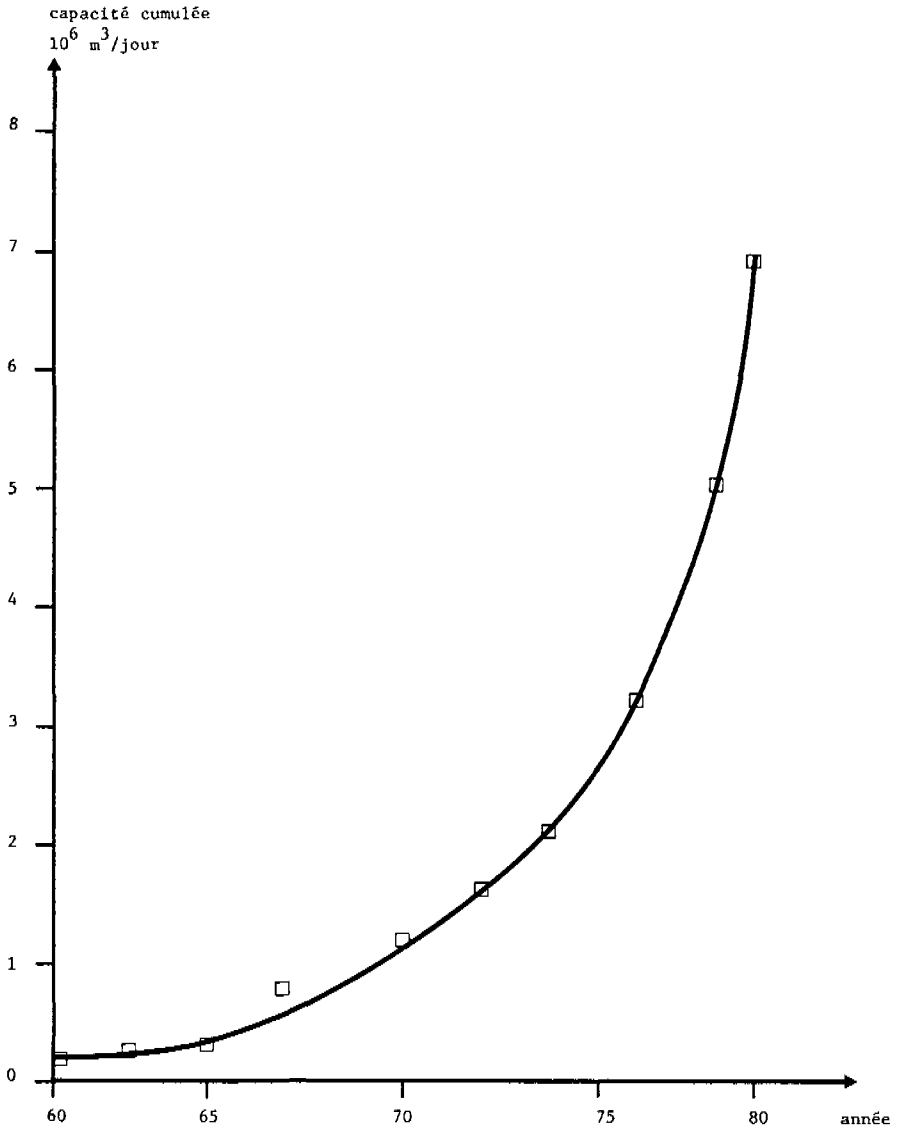


Tableau 1. Capacité mondiale cumulée au 1er janvier 1980

Procédé	Capacité m ³ /j	%
DISTILLATION		
Multiflash	4 690 000	67,97
LTV	235 000	3,41
Tubes submergés	67 000	0,97
Compression de vapeur	48 000	0,70
HTME	58 000	0,84
Divers	50 000	0,72
Total distillation	5 148 000	74,61
MEMBRANES		
Osmose inverse		
eau de mer	40 000	0,58
eau saumâtre	1 472 000	21,33
Electrodialyse	240 000	3,48
Total membranes	1 752 000	25,39
TOTAL GENERAL	6 900 000	100

2. Le procédé par détentes successives

2.1 Aperçu général

Ce procédé est parfois désigné sous le nom de procédé par distillation éclair ou encore plus souvent MSF (Multistage Flash) ou Multiflash.

Son emploi pour des installations terrestres de capacité notable à partir de 1960 fit progresser rapidement le marché du dessalement. On assista alors à une croissance de la capacité globale des usines de dessalement qui devait s'accélérer ces dernières années et à une croissance de la taille des différentes "unités" de dessalement constituant une usine. En effet, une usine de capacité importante est toujours composée de plusieurs unités identiques et souvent indépendantes, c'est-à-dire ayant chacune leur source d'énergie.

Par exemple, la plus grande usine de dessalement en construction à ce jour, Al Jubail II en Arabie Saoudite, est constituée de 40 unités identiques devant produire chacune $22\ 300\ \text{m}^3/\text{jour}$. Dans le même pays, l'usine d'Al Khobar II, également en cours de construction, comporte 10 unités de $22\ 300\ \text{m}^3/\text{jour}$. L'usine d'Homs, en Libye, comprend 4 unités de $13\ 200\ \text{m}^3/\text{j}$. Près d'Alger, l'usine d'Annaba en cours de montage comportera 3 unités de $4700\ \text{m}^3/\text{j}$.

Les photographies présentées par ailleurs illustrent ces points et les exemples choisis donnent une idée de la diversité des usines utilisant le procédé MSF; diversité par leur capacité, diversité par leur objectif : fournir de l'eau à des communautés urbaines ou de l'eau de haute pureté pour des besoins industriels.

2.2 Principe

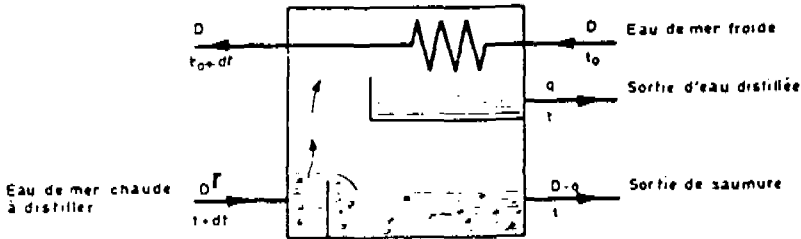
2.2.1 Cellule unitaire d'un poste Flash

Dans une enceinte thermiquement isolée et ne contenant que l'eau chargée de sels dissous, en équilibre avec sa vapeur à la température t et à la pression p , introduisons un débit D d'eau à la température $t + dt$. Si la pression est maintenue constante dans cette enceinte, l'eau admise subit une détente qui libère de l'énergie qui permet la vaporisation d'une quantité de vapeur égale à q , telle que $D \cdot dt = q \cdot r$, r étant la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température t . (Dans tous les calculs, la chaleur spécifique des différents fluides sera considérée égale à $1\ \text{kcal/kg}$.)

La vapeur ainsi produite est condensée sur un faisceau tubulaire situé dans la partie supérieure de la même enceinte. Si un même débit D d'eau à dessaler circule dans ce faisceau, son échauffement est égal à dt ; en effet, cet échauffement, qui est

provoqué par la condensation d'une quantité de vapeur q , est bien égal au refroidissement du même débit D subissant la détente permettant l'évaporation de la quantité de vapeur q .

Cellule unitaire d'un poste de distillation flash



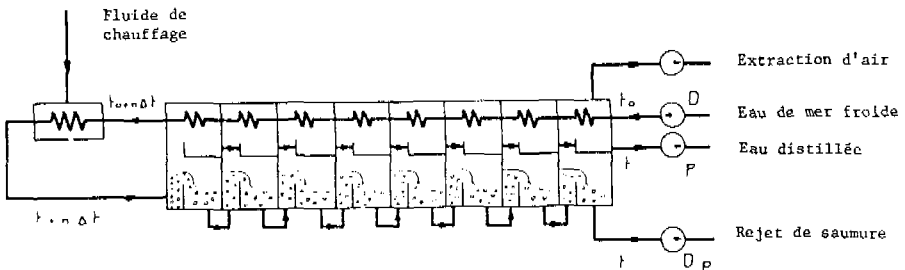
2.2.2 Poste de distillation Flash à multiples étages

Disposition de l'installation

L'unité de distillation comprend n cellules placées en série. L'eau à traiter, après des réchauffages successifs dans les condenseurs des cellules, est portée à la température maximale souhaitée (entre 80 et 120 °C) dans un réchauffeur d'appoint. Elle est alors introduite à la base de la cellule de tête du poste de distillation et passe ensuite de cellule en cellule sous l'influence des différences de pression.

L'eau douce passe également de cellule en cellule en se refroidissant.

Poste de distillation flash
Cycle en boucle ouverte



Bilan thermique

En première approximation, on peut dire que l'échauffement $n \cdot dt$ de l'eau circulant dans les condenseurs est provoqué par la condensation de la production p et par le refroidissement de cette production depuis la température moyenne jusqu'à la température d'extraction. On a donc :

$$D \cdot n \cdot dt = p \cdot r_m + p \frac{n \cdot dt}{2}$$

r_m étant la chaleur latente de l'eau à la température moyenne du cycle et n le nombre d'étages.

L'énergie nécessaire au fonctionnement du poste de distillation est fournie par le réchauffeur; elle est égale à

$$\phi = D (t - t_0) = D \cdot C$$

$C = t - t_0$ est l'échauffement dans le réchauffeur.

La consommation spécifique du poste, c'est-à-dire l'énergie fournie au réchauffeur par kg d'eau douce produit, est égale à

$$Y = \frac{D}{P} C = \left(\frac{r_m}{n \cdot dt} + \frac{1}{2} \right) C$$

Remarque : C peut s'écrire $C = \left((t-dt) - t_0 \right) + dt$

Paramètres influant sur la consommation spécifique

L'expression de la consommation spécifique indiquée précédemment fait intervenir différents facteurs :

- $n \cdot dt$ est l'échauffement de l'eau de mer dans l'ensemble des condenseurs. La température de l'eau de mer froide étant fixée par les conditions du site, $n \cdot dt$ est déterminé par la température maximale qui peut être admise pour l'eau de mer à la sortie du réchauffeur;
- dt est l'écart de détente; il est d'autant plus faible que le nombre d'étages est plus grand;
- $(t-dt) - t_0$ est la différence entre la température de rejet de la saumure d'un étage et la température de départ de l'eau

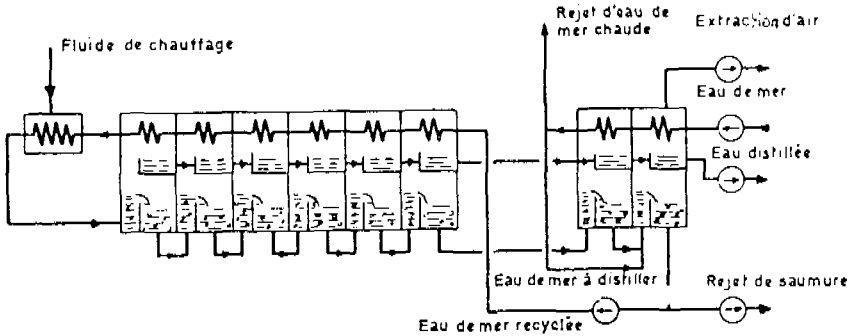
de mer réchauffée dans ce même étage. Cette différence est d'autant plus faible que la surface des condenseurs est plus grande.

2.2.3 Recyclage

Supposons que l'eau de mer pénètre dans la cellule de tête du poste de distillation à 100 °C et que la saumure sorte de la dernière cellule à 30 °C; cette eau a donc cédé seulement 70 kcal/kg, c'est-à-dire, environ le neuvième de l'énergie nécessaire à la vaporisation d'un kg d'eau.

Le débit d'eau douce produit dans une unité de distillation n'est donc que le neuvième environ du débit d'eau salée que l'on fait entrer; or, cette eau doit être traitée pour limiter l'entartrage des faisceaux tubulaires; il y a donc intérêt à limiter le débit nécessaire à la production d'eau dessalée souhaitée. Ceci est rendu possible par l'utilisation du recyclage : on prélève une part importante de la saumure que l'on recycle.

Poste de distillation flash - Cycle avec recyclage



Bien entendu, une boucle froide où circule un grand débit d'eau de mer non traitée est nécessaire pour emporter les calories à évacuer vers la source froide (la mer en général). Une purge de saumure permet de limiter la concentration en sel dans les cellules.

Notons que l'énergie calorifique à évacuer par la boucle froide est égale à l'énergie introduite au niveau du réchauffeur, puisqu'il n'y a aucun travail extérieur, mais ces calories rejetées sont à basse température.

L'utilisation du recyclage permet de réduire à environ 3 m³ la quantité d'eau d'appoint nécessaire à la production d'un mètre cube d'eau douce.

2.3 Mise en oeuvre

Le dimensionnement d'une installation MSF nécessite des calculs assez complexes qui se font par ordinateur. Il prend en compte pour une production nominale choisie :

- le rendement choisi pour l'installation, lui-même déterminé par le coût de l'énergie sur le site,
- la température choisie en tête de l'installation, qui dépend du mode de prétraitement de l'eau de mer choisi,
- la température de l'eau de mer et ses fluctuations au cours de l'année,
- sa composition,
- les caractéristiques physiques des matériaux choisis, etc.

Nous nous pencherons sur deux de ces paramètres importants car ils influent sur le coût, le rendement des usines et sont liés à certaines difficultés rencontrées dans l'exploitation.

2.3.1 Température de tête de l'installation

Celle-ci influe d'après les équations précédentes sur le rendement de l'installation.

Pour une installation donnée, on peut accroître notablement la production en élevant cette température de quelques dizaines de degrés, sans augmenter la consommation d'énergie.

Malheureusement, la chimie de l'eau de mer oblige à limiter cette température. En raison de la présence de carbonates, bicarbonates, sulfates et de calcium et de magnésium, on ne peut dépasser une certaine température sans provoquer, par une succession de réactions chimiques, la formation de dépôts salins dans l'installation, qui peuvent dans certains cas l'empêcher de fonctionner, ou tout au moins diminuer très notablement son rendement par la barrière thermique qu'ils forment dans les tubes des échangeurs.

En tout état de cause, des prétraitements de l'eau de mer s'imposent même à des températures assez basses en tête de l'installation :

- le traitement le plus couramment employé consiste en l'adjonction de polyphosphates. Température maximale environ 90 °C;
- des polyélectrolytes permettent, si la conception de l'usine s'y prête (vitesse de passage pas trop lente dans les tubes), de monter à 110 °C;
- l'adjonction d'acide (en général sulfurique) permet de monter à 120 °C. On doit prévoir dans ce cas une tour de décarbonatation et un ajustement du pH par la soude est recommandé. Ce dernier prétraitement a été à l'origine d'ennuis assez sérieux. Le dosage d'acide sulfurique est souvent difficile à maîtriser : trop d'acide et l'on a un pH trop faible et des corrosions qui peuvent être très graves; pas assez d'acide et l'on peut arriver jusqu'à boucher les tubes des condenseurs des évaporateurs.

Un prétraitement bien conduit à l'aide de polyphosphates ou de polyélectrolytes assure un fonctionnement satisfaisant. On a toujours un léger dépôt de tartre et l'usine doit être "nettoyée" par un lavage acide soigneusement contrôlé une fois par an en moyenne. Cette opération dure de 24 à 48 heures.

2.3.2 Matériaux

L'eau de mer chaude qui est principalement une solution de chlorure est corrosive et ceci d'autant plus qu'elle contient de l'air. Une déaération efficace s'impose ainsi que l'adjonction, parfois, de produits réducteurs comme le bisulfite de soude.

Les matériaux employés dans les différentes parties de l'usine sont pour la surface d'échange le plus souvent des alliages cuivreux ou du titane.

Pour les chambres, on utilise de l'acier doux revêtu de peintures adéquates ou plaqué avec de l'innox ou des alliages cuivreux, ceci pour les chambres chaudes seulement.

Le choix des matériaux pour les boîtes à eau, les pompes, etc. doit être fait avec soin. La présence dans l'eau de mer d'hydrogène sulfureux ou d'ammoniaque dû à des décompositions d'algues ou d'animaux marins ou bien des rejets industriels à proximité de l'usine peut avoir pour effet des corrosions rapides.

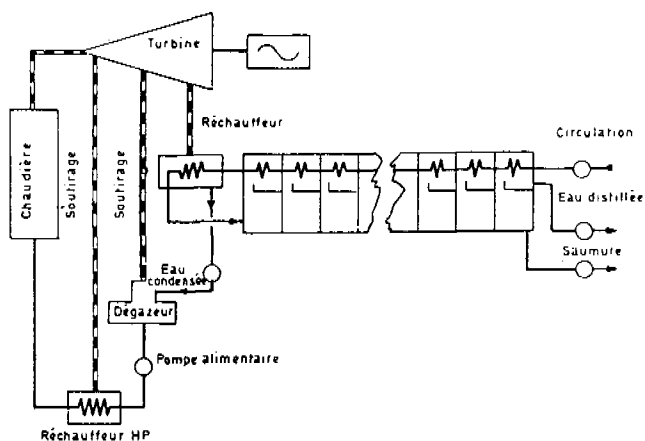
La présence dans l'eau de mer d'une faune et d'une flore susceptibles de proliférer par suite d'une élévation de température dans les étages de rejet de chaleur de l'installation nécessite la plupart du temps une chloration à l'entrée de l'installation. Ceci est valable également pour tout système utilisant de l'eau de mer de refroidissement : condenseurs de centrales thermiques en bord de mer par exemple. A défaut, des coquillages peuvent se développer et se fixer sur les tubes des condenseurs, provoquant des bouchages et/ou des corrosions.

Si tous ces points sont pris en compte, le procédé Multiflash fonctionne très bien et c'est pour cela qu'il continue à être demandé par tous les pays ayant des besoins importants d'eau dessalée. Il est exclusivement spécifié pour toutes les grandes installations des pays du golfe Arabique et de la Libye.

3. Economie

Il est impossible d'utiliser de la vapeur à pression et température élevées dans le réchauffeur de l'usine pour les raisons expliquées plus haut (entartrage). C'est pourquoi, pour des usines de capacité importante, on utilise dans la plupart des cas de la vapeur provenant d'une centrale électrique, soit par soutirage à différents niveaux dans les turbines, soit par utilisation de turbines à contrepression. La figure suivante montre le schéma d'une telle installation.

Centrale mixte avec turbine à vapeur



D'autres schémas sont possibles et le couplage peut se faire également avec des centrales utilisant des turbines à gaz ou des moteurs diesel.

Tableau 2. Extrait de la communication
"Avenir de la distillation d'eau de mer"
prononcée par M. Franquelin, Président-Directeur général
de la Société internationale de dessalement,
au Congrès de l'Association internationale
pour la déminéralisation des eaux, à Nice, en octobre 1979

	Multiflash	Multiflash	Multi-effet	Compression vapeur
Température maximum	90 °C	115 °C	70 °C	100 °C
Prévention entartrage	Polyphosphate	Acide ou X	Polyphosphate	Acide
Pression vapeur prélevée à la turbine	2 ata	3,2 ata	1,2 ata	
Rendement eau/vapeur ou G.O.R.	8	9,5	6,2	
Perte d'énergie de la vapeur prélevée /m ³	11,5 kWh	11,7 kWh	12,3 kWh	
Consommation d'énergie des auxiliaires /m ³	4 kWh	3,8 kWh	1,5 kWh	11 kWh
Consommation totale d'énergie /m ³	15,5 kWh	15,5 kWh	13,8 kWh	11 kWh
Consommation de combustible pétrolier /m ³	3,72 kg	3,72 kg	3,31 kg	2,64 kg
Investissement direct FF/m ³ /j	3 800	3 500	3 200	3 000
Investissement énergétique auxiliaire FF/m ³ /j	660	630	250	1 810
Investissement énergétique vapeur FF/m ³ /j	1 000	1 020	1 070	-
Investissement total FF/m ³ /j	5 460	5 150	4 520	4 810
Coût de l'investissement par m ³ produit FF/m ³	1,638	1,545	1,356	1,443
Coût du chlore 15 g/m ³ FF/m ³	0,03	0,03	0,03	-
Coût du polyphosphate 10 g/m ³ FF/m ³	0,03	-	0,03	-
Coût maximum possible du prétraitement FF/m ³	-	0,123	-	-
Soit un prix maximum d'acide de	-	420 FF/t	-	-
ou un prix maximum du produit antitartré de	-	12 000 FF/t	-	-
Coût du traitement acide (F 1 000/t) FF/m ³				0,2
RIX DE L'EAU (investissement + prétraitement + combustible)				
1 - combustible F 100/t FF/m ³	2,06	-	1,737	1,907
2 - combustible F 600/t FF/m ³	3,92	-	3,392	3,227

DONNEES DE BASE

Investissement électrique : F 4 000/kW soit F 166/kWh
 Supplément investissement
 dû au prélèvement vapeur : F 2 000/kW soit F 83/kWh
 Prix local du chlore : F 2 000/t
 Prix local du polyphosphate : F 3 000/t
 Prix local de l'acide : F 1 000/t
 Eau de mer 35 °C, concentration en sel supérieure à 45 g/l

HYPOTHESES

- . capacité des unités : 25 000 m³/j
- . unités installées au Moyen-Orient au sein
d'une centrale thermique
- . durée de vie : 20 ans
- . taux d'intérêt : 7,5%
- . facteur de charge : 89%

Les installations mixtes de production d'eau et d'électricité, très répandues dans le Moyen-Orient, permettent une économie appréciable sur le coût de l'eau et de l'électricité. De nombreux modes de calculs sont possibles pour définir les coûts respectifs de l'eau et de l'électricité suivant que l'on veut avantager l'une ou l'autre de ces productions associées.

Sur une usine mixte ou sur une usine ne produisant que de l'eau, le calcul des coûts est assez complexe et de nombreux facteurs interviennent.

Il faut d'abord bien garder à l'esprit qu'une usine de dessalement s'optimise et que l'on peut choisir son rendement. On emploie d'habitude, pour définir le rendement, la notion de taux de performance. Il s'agit du nombre de tonnes d'eau distillée fournies par tonne de vapeur condensée dans le réchauffeur de l'unité de distillation.

Ce taux varie généralement de 6 à 10. Plus il sera élevé, moins l'usine consommera d'énergie, mais plus elle comportera de chambres de détente et de surface d'échange et plus son coût d'investissement sera élevé.

Il est déterminé à l'avance en fonction des coûts respectifs de l'énergie et de matériaux de construction de façon à avoir le coût de l'eau le plus bas. Pour cette optimisation, on tient compte principalement du coût de l'énergie, des règles d'amortissement de l'installation (taux d'intérêt, durée de vie) et des coûts de fonctionnement.

Le tableau 2, extrait de la communication de M. Franquelin au Congrès international sur le dessalement, tenu à Nice, en 1979, donne un exemple complet de calculs de coûts pour des installations mixtes et une installation à simple fin.

4. Les autres procédés de distillation

Le tableau 2 présente une comparaison de prix entre le Multiflash et d'autres procédés.

En effet, le procédé Multiflash, maintenant presque exclusivement employé pour les grandes unités parce qu'il a le plus de références, est très bien connu et fonctionne parfaitement si l'usine est bien conçue et bien exploitée.

Mais d'autres procédés existent et ont fait leurs preuves. Tout d'abord, pour les petites et moyennes capacités, le procédé à compression de vapeur par éjectocompression, à un ou plusieurs effets, est de plus en plus employé pour des unités allant de 50 m³/jour à plus de 2000 m³/jour. Plusieurs centaines d'unités fonctionnent sur ce principe et présentent des avantages assez nets sur les unités Multiflash de même taille : compacité, souplesse et facilité de fonctionnement, distillation à basse température minimisant le prétraitement.

Ensuite, les procédés à compression mécanique de vapeur également utilisés et faisant l'objet de travaux poussés de développement, principalement en France et aux Etats-Unis, sont des procédés très économes en énergie. Ils n'utilisent que de l'électricité, ce qui peut être un avantage marqué sur certains sites.

5. La distillation solaire

Le procédé de distillation par effet de serre existe depuis près d'un siècle.

S'il utilise une énergie gratuite, il a pour inconvénient de nécessiter des surfaces au sol très importantes et des investissements importants. Dans le meilleur des cas, on obtient 4 à 5 litres d'eau distillée par jour et par m². Si l'on parle en milliers de m³/jour, c'est-à-dire en milliards de litres par jour, il faut des milliards de m², c'est-à-dire des centaines de milliers d'hectares.

Les travaux actuels portent sur l'adaptation d'une source d'énergie solaire ou éolienne à des procédés classiques de dessalement : distillation par multiple effet, osmose inverse. La source d'énergie peut venir de capteurs solaires délivrant de l'eau chaude ou un fluide organique à basse ou moyenne température. Elle peut également venir de cellules photovoltaïques ou d'aérogénérateurs. Des développements dans ce sens sont effectués en France par le Commissariat à l'Energie atomique et dans d'autres pays. Des unités pilotes et des unités assurant une production régulière fonctionnent en France et en Egypte et fonctionneront bientôt en Tunisie et dans d'autres pays comme le Mexique.

Toutefois, les coûts élevés d'investissement ne rendent pas encore, sauf dans quelques cas très particuliers, ces installations compétitives avec des installations utilisant des sources d'énergie classiques.

Annexe 10

L'INTERET DE LA DEMINERALISATION DES EAUX DE BOISSON POUR LA GESTION RATIONNELLE DES RESSOURCES EN EAU DES PAYS ARIDES

R. Mujeriego
Ingénieur
Université de Barcelone
Barcelone, Espagne

1. Introduction

Parmi les zones espagnoles qui connaissent un déficit croissant en ressources hydrauliques, les zones littorales méditerranéennes, ainsi que les zones insulaires, les îles Canaries en particulier, présentent un intérêt tout particulier. Bien que, dans la plupart des zones côtières méditerranéennes, la surexploitation des aquifères ait permis de satisfaire la demande, malgré la détérioration progressive de la qualité, dans le cas des îles Canaries, la limitation naturelle des ressources représentait un plafond au développement urbain et agricole.

La solution de ces problèmes a suivi deux lignes de conduite différentes qui reflètent l'expérience acquise en Espagne en ce qui concerne le dessalement de l'eau comme source d'approvisionnement. Tandis qu'à partir des années 60 s'amorce l'installation d'usines de dessalement de l'eau de mer aux îles Canaries, les dispositions légales plus récentes prévoient la construction de réservoirs et de systèmes de connexion entre différents bassins, comme solution aux ressources déficitaires des zones côtières méditerranéennes.

2. Gestion des ressources en eau

Un examen historique de la gestion des ressources en eau en Espagne montre que la déminéralisation de l'eau de boisson s'est traduite presque exclusivement par le dessalement de l'eau de mer, comme seule solution possible en cas d'absence de sources traditionnelles de capacité suffisante. Les cas les plus typiques de ce choix sont les installations actuelles ou en projet aux îles Canaries.

On pourrait affirmer que la quantité d'eau, et non la qualité, a été le facteur pratique déterminant des réalisations de déminéralisation d'eau potable. Dans le cas des réseaux d'approvisionnement à partir d'eaux saumâtres, c'est le consommateur qui a surmonté les problèmes de qualité en buvant de l'eau en bouteille et en utilisant l'eau de distribution pour les autres usages domestiques et urbains.

La stratégie adoptée jusqu'à présent en Espagne pour les systèmes d'approvisionnement a été d'exploiter un réseau unique par lequel sont distribués les volumes d'eau disponibles, avec un mélange plus ou moins homogène d'eaux de différentes sources. Il est fréquent que, dans les municipalités relativement étendues, la qualité de l'eau distribuée varie en fonction de la proximité géographique des sources d'approvisionnement, en raison de la proportion relative des débits provenant de chacune d'elles.

Pour illustrer les différentes stratégies municipales de gestion des ressources en eau déficitaires, on peut mentionner la gestion adoptée par la ville de Las Palmas de la Grande Canarie (Betancort, 1977a). Le réseau de distribution est du type ramifié, avec une distribution par roulement des différents secteurs. La méthode d'exploitation adoptée consiste à distribuer pendant une période de 12 heures les volumes correspondant à une période de 48 heures. En plus des considérations extraordinaires dont il faut tenir compte, l'exploitation d'un tel réseau requiert, chez les abonnés, l'existence de réservoirs régulateurs capables de recevoir les volumes nécessaires à la consommation pendant 48 heures.

Cette stratégie de distribution est complétée par un système de tarification de l'eau basé sur des périodes de 2 mois. Les tarifs en vigueur à Las Palmas sont les suivants : les premiers 10 m^3 sont facturés à 115 pesetas/ m^3 , les volumes compris entre 10 et 30 m^3 sont facturés à 165 pesetas/ m^3 et tous les volumes excédant 30 m^3 sont facturés à 250 pesetas/ m^3 . Ces tarifs essaient de contraindre la consommation d'eau à 30 m^3 par domicile et par période de 2 mois, ce qui correspond environ à une dotation de 125 l par habitant et par jour. Il faut signaler que la dotation moyenne pour la ville de Las Palmas a augmenté progressivement de 77 l/habitant-j en 1955, à 127 l/habitant-j en 1970, pour se stabiliser autour de 140 l/habitant-j depuis 1975.

3. Service d'assistance technique

Il n'est pas possible de généraliser l'implantation de la technique de dessalement de l'eau. L'adoption de ses principes fondamentaux aux besoins et aux conditions d'un pays déterminé demande un effort considérable, bien plus grand encore si l'on tient compte du fait qu'il s'agit de techniques avancées, souvent importées, et pour lesquelles on ne dispose généralement pas de personnel technique compétent, tout particulièrement en ce qui concerne les aspects pratiques de l'exploitation et de l'entretien des installations (Troyano, 1977).

La stratégie du Gouvernement espagnol à ce sujet a consisté à créer en 1963 un Service d'Assistance technique capable de maîtriser les aspects techniques et les performances pratiques des différents types d'usines de dessalement de l'eau de mer. Parmi les missions spécifiques de ce Service, il faut signaler : 1) l'étude des circonstances dans lesquelles se situe l'installation de l'usine de dessalement, 2) l'élaboration des conditions techniques et administratives auxquelles doivent se conformer les propositions des constructeurs, 3) l'évaluation et la sélection des différentes solutions présentées, et 4) la supervision de la construction et la mise en marche des installations jusqu'à la réception par l'institution responsable de l'exploitation. Le Service a participé à des projets promus tant par des municipalités que par des sociétés privées.

Tenant compte de l'application limitée des techniques de dessalement et du fait que la production d'eau est l'objectif prioritaire de ces usines, le Gouvernement avait décidé de la création d'un seul Service d'Assistance technique, relevant du Ministère des Travaux publics.

Les interventions de ce Service couvrent un total de neuf installations de dessalement de l'eau de mer, avec une capacité totale de 65 000 m³/j d'eau et 34 500 kW d'énergie (Torres, 1977). Huit de ces usines se trouvent dans les îles Canaries et sont réparties de la façon suivante : 4 dans l'île de la Grande Canarie, 2 dans l'île de Fuerteventura, et 2 dans l'île de Lanzarote. Le dessalement se fait par distillation MSF (multistage flash), à l'exception de l'usine de Fuerteventura II où le dessalement se fait par compression de vapeur (CV), avec une capacité de 2000 m³/j. Le coût de l'eau produite par ces installations

varie principalement en fonction du facteur d'utilisation et se situe approximativement autour de 180 ptas/m³.

On envisage la construction d'une nouvelle usine de dessalement, Las Palmas III, d'une capacité de 40 000 m³/j, qui, ajoutée à celle des usines Las Palmas I et Las Palmas II, fournirait un volume d'eau dessalée approximativement égal à celui des eaux souterraines.

4. Critères de gestion des systèmes de dessalement

Les résultats des travaux du Service d'Assistance technique dans l'installation, l'exploitation et l'entretien des usines de dessalement de l'eau de mer (Betancort, 1977b; Troyano, 1977) comme sources d'approvisionnement en eau, peuvent être résumés par des critères pratiques de gestion, parmi lesquels on peut relever les suivants :

- 1) L'étude et la sélection d'une installation de dessalement de l'eau de mer, comme partie intégrante d'un système d'approvisionnement en eau, doivent se poursuivre de manière à optimiser l'ensemble du système, et non l'usine de dessalement proprement dite. Le cas d'usines doubles eau-énergie illustre cette considération : des limitations dans la vente de l'énergie produite imposent souvent des rythmes de production d'eau inadéquats du point de vue du réseau.
- 2) Les rythmes de production des installations de dessalement, ainsi que le coût de l'eau produite, exigent l'adoption d'une attitude non traditionnelle au moment de l'étude des réseaux d'approvisionnement. L'utilisation des matériaux traditionnels peut donner lieu à des pertes d'eau, dont le coût aurait justifié un investissement initial plus important, avec l'assurance d'une meilleure utilisation des volumes d'eau produits.

3) Afin d'assurer le fonctionnement le plus stable possible de l'installation, il est nécessaire de calculer convenablement les dimensions des réservoirs de régulation. Un fonctionnement intermittent, non seulement diminue le rendement économique de l'investissement, mais augmente la possibilité de pannes, plus fréquentes au moment de la mise en marche des équipements.

4) La connaissance et la maîtrise des techniques de dessalement s'obtiennent essentiellement par l'exploitation des usines de dessalement. Une équipe technique avec une expérience professionnelle peut, et doit, discuter sur un pied d'égalité avec le constructeur du bien-fondé des données techniques et des performances propres des installations.

5) Le dessalement de l'eau de mer ne peut pas rivaliser avec les sources traditionnelles d'approvisionnement, mais seulement les compléter là où elles sont insuffisantes. Une source traditionnelle d'approvisionnement, aussi éloignée soit-elle, est toujours plus rentable que la création d'une nouvelle source par dessalement de l'eau de mer. Cette constatation ne se fonde pas seulement sur les frais de construction, mais aussi sur les frais d'exploitation et d'entretien, ainsi que sur la fiabilité de l'approvisionnement.

6) Le coût réel de l'eau dessalée ne peut être connu qu'a posteriori. Les variables déterminantes du coût ne sont pratiquement fixées qu'une fois que l'usine de dessalement fait partie intégrante du système d'approvisionnement. Comme on peut le constater, le prix de l'eau à Las Palmas est élevé (115-250 ptas/m³), mais pas inabordable, surtout quand on tient compte du fait que l'autre volet de l'alternative est l'absence d'eau.

7) La possibilité de l'usine double eau-énergie, comme moyen de réduire le coût de l'eau, doit être examinée de façon critique. Pour le succès de ce type d'usine, il faut que la demande et le prix de l'énergie soient assurés, condition difficile à obtenir dans la pratique. C'est pourquoi cette caractéristique devient fréquemment une limitation extérieure, incompatible même avec la production d'eau. L'expérience espagnole à ce sujet est plutôt décevante, ce système n'ayant pas fourni les bénéfices envisagés

et, de ce fait, les investissements et les difficultés d'exploitation deviennent difficilement justifiables.

8) En résumé, l'expérience des systèmes de dessalement de l'eau de mer en Espagne montre que les installations les plus appropriées sont : 1) pour l'eau de mer et les grandes capacités, la distillation MSF, 2) pour l'eau de mer et les petites capacités, la distillation MSF et la compression de vapeur (CV) et 3) pour les eaux saumâtres, l'osmose inverse. Bien que l'osmose inverse apparaisse comme la solution du futur, même pour l'eau de mer, il reste encore des problèmes techniques et de gestion à surmonter.

5. Conclusion

L'expérience de l'Espagne en matière de déminéralisation de l'eau de boisson s'est orientée vers le dessalement de l'eau de mer. Les réalisations les plus importantes se trouvent dans les îles Canaries, où le dessalement représente la seule solution pour augmenter les approvisionnements. Le dessalement ne peut être considéré comme une solution qui rivalise avec les sources traditionnelles, mais plutôt comme un moyen de compléter ces sources là où elles sont insuffisantes. La création d'un Service d'Assistance technique a permis au Gouvernement espagnol de former un groupe de spécialistes qui, par sa participation à la planification, à l'exploitation et à l'entretien des usines de dessalement, a établi des critères pratiques pour la gestion des ressources en eau obtenues en partie par cette technique. L'expérience a été positive; aux connaissances acquises en matière d'exploitation et d'entretien des usines de dessalement, il faut ajouter la formulation d'un principe de gestion qui s'est avéré d'une extrême importance pratique : les décisions concernant l'installation d'une usine de dessalement doivent être adoptées dans une optique d'optimisation de l'ensemble du système d'approvisionnement, une attention particulière étant accordée aux aspects d'entretien et d'exploitation du type d'usine sélectionné.

REFERENCES

Betancort, J. (1977a). Distribución alternativa por sectores en el abastecimiento de agua en Las Palmas de Gran Canaria en los últimos 20 años. Séminaire sur les problèmes spécifiques de l'eau dans les îles et les zones côtières. Malte.

Betancort, J. (1977b). Operación y Gestión de la planta desalinizadora de Las Palmas entre 1970 y 1977.

Torres, M. (1977). Distillation plants built by the Spanish Directory of Hydraulic Works. Centro de Estudios Hidrograficos, Direccion General de Obras Hidraulicas, Madrid.

Troyano, F. et al. (1977). Uso de la desalación por los países en desarrollo. Conférence des Nations Unies sur l'eau, Mar de Plata, Argentine.

Annexe 11

L'EXPERIENCE ALGERIENNE EN MATIERE DE DEMINERALISATION DES EAUX

J. Tahar
Conseiller technique au Ministère de l'Hydraulique
Alger, Algérie

L'expérience algérienne en matière de déminéralisation et de dessalement des eaux est étroitement liée au développement de l'industrie et tout particulièrement de l'industrie pétrolière et sidérurgique.

L'utilisation des techniques de déminéralisation en vue d'un usage destiné exclusivement à l'alimentation en eau potable de la population est quasi inexistante. Une seule expérience a été tentée dans une situation où il n'existait aucune solution alternative : il s'agit de l'unité de déminéralisation d'Ouled Djellal dans la Wilaya de Biskra dans le sud de l'Algérie.

Il est cependant établi que le respect des normes de potabilité, notamment dans les régions des hauts plateaux et du sud, doit nécessairement conduire à recourir aux techniques de déminéralisation.

Dans l'industrie, la déminéralisation et le dessalement sont utilisés pour assurer la fourniture de l'eau :

- de chaudière,
- de refroidissement,
- de traitement.

Il y a également quelques installations qui sont destinées, principalement dans le sud, à fournir de l'eau de qualité pour les besoins de consommation humaine dans les bases de vie pétrolière.

Les informations qui sont présentées dans cette note ont été recueillies en préparation de la tenue à Alger du "Séminaire sur la technologie appropriée à la déminéralisation de l'eau potable" (Alger, 14-19 novembre 1981).

Une première enquête a en effet été lancée à cette occasion auprès des différents utilisateurs d'installations de déminéralisation.

Sont prises en considération dans cette note les informations disponibles au 25 octobre 1981.

Cette enquête préliminaire a eu pour support un questionnaire sommaire où l'on s'est attaché à mettre l'accent essentiellement sur les conditions d'exploitation (Appendice 1).

Il s'est avéré cependant, au dépouillement des réponses recueillies, que les exploitants ne disposaient pas de données suffisantes sur les conditions d'exploitation, que ce soit au plan technique ou au plan économique.

En effet, la gestion des installations de déminéralisation tant au plan technique que financier est intégrée dans la gestion des utilités en général, de sorte que les informations propres à la déminéralisation sont difficilement accessibles.

Il est ainsi apparu que les coûts de traitement ne sont pas cernés.

Aussi, est-il tout à fait hasardeux de vouloir tirer des conclusions définitives sur les performances comparées de tel ou tel procédé.

Nous nous bornerons à faire état des informations recueillies et des appréciations des exploitants.

Les informations recueillies

Les informations recueillies concernent 30 unités représentant une capacité de traitement d'environ 110 000 m³/j (voir tableau, Appendice 2).

La capacité de traitement en Algérie est plus importante. En effet, ne sont pas prises en compte dans ces 30 unités, les installations liées à la production d'électricité publique ainsi que d'autres installations liées aux industries alimentaires, notamment.

On constate à l'examen de ce tableau que la plupart de ces unités sont de faible capacité, de quelques dizaines à quelques centaines de mètres cubes par jour.

On retrouve l'ensemble des procédés classiques de déminéralisation : électrodialyse, échanges d'ions, distillation et osmose inverse.

On notera une forte concentration d'installations d'électrodialyse dans le sud et d'échanges d'ions à Annaba, ce qui correspond à un renouvellement de confiance par les exploitants à un procédé leur ayant donné satisfaction.

Le tableau ci-dessous fait ressortir la part de chaque procédé :

Procédé	Unités	Capacité en m ³ /j	%
Electrodialyse	9	6,083	6
Distillation	6	18,610	18
Echange d'ions	11	18,076	18
Osmose inverse	4	60,216	58
Total	30	102,985	100

Le procédé par osmose inverse occupe une position remarquable due à l'unité de Mostaganem qui avec une capacité de 57 600 m³/j était, il y a deux ans, l'installation la plus importante du monde.

On notera que le procédé par distillation est utilisé essentiellement pour le dessalement de l'eau de mer.

Electrodialyse

Les informations recueillies portent sur des installations de capacité relativement faible allant de 25 à 350 m³/j. Elles sont constituées par une unité de prétraitement et des batteries de modules.

L'installation la plus importante (capacité 3888 m³/j) doit faire l'objet d'un traitement différent.

Mise à part l'unité d'Arzew, l'ensemble des installations utilisant le procédé traitent une eau souterraine de qualité pratiquement constante.

Le fonctionnement des modules est automatique. Le nettoyage des membranes se fait automatiquement par inversion de polarité. Pour les installations de petite dimension, sous réserve que la surveillance soit correctement assurée, les interventions se limitent au détartrage des électrodes par acide chlorhydrique, au remplacement des électrodes et membranes détériorées et au remplacement des cartouches de la section de prétraitement.

Les performances annoncées sont généralement atteintes lorsque les modes opératoires du constructeur sont scrupuleusement respectés.

On constate pour certaines unités nouvelles des difficultés d'exploitation qui sont principalement liées à un prétraitement insuffisant ou à des retards dans les interventions sur électrodes et membranes.

Quelques problèmes de corrosion, essentiellement au niveau des pompes, même inox, sont signalés pour toutes les installations, ce qui a conduit les exploitants à envisager l'utilisation de pompes en PVC.

Ces unités ne disposent pas de personnel d'exploitation spécifique. Leur maintenance est assurée par les techniciens qui s'occupent de l'ensemble des utilités.

Les coûts d'exploitation hors amortissement avancés seraient de l'ordre de 2 à 2,5 dinars algériens/m³, ce qui correspondrait à un coût de traitement de l'ordre de 3 à 4 dinars algériens/m³ selon l'importance de l'installation.

Quant à l'unité la plus importante qui est située à Arzew, elle pose, depuis sa mise en service, une multitude de problèmes dont une partie ne sont pas résolus à ce jour.

Cette unité reçoit une eau superficielle ayant subi dans une station de traitement une filtration-floculation.

Il est pratiquement certain que les difficultés de l'installation résultent des variations enregistrées dans la qualité de l'eau à traiter. En effet, le TDS^a varie entre 1000 et 2000 PPM alors qu'il ne devrait pas dépasser 1450 PPM.

Des teneurs élevées en matières en suspension et la présence de matières organiques ont constitué une source supplémentaire de difficultés.

Les difficultés enregistrées concernent pour l'essentiel les membranes, la corrosion et l'instrumentation.

Dans cette unité, le nettoyage des membranes est assuré par un lavage à l'acide chlorhydrique, suivi de soude caustique. Il est apparu que ce procédé, comparé au procédé de nettoyage automatique par inversion de polarité, ne donnait pas satisfaction.

Par suite des variations de TDS, un nettoyage plus fréquent des membranes est devenu nécessaire; ceci a entraîné une baisse d'efficacité des membranes et un remplacement plus fréquent de ces dernières.

Pratiquement toutes les canalisations ont connu des problèmes (rupture de lignes inox, par suite de corrosions, PVC, etc.). Les corrosions sont dues aux effets de l'acide et de la soude caustique; c'est là un second facteur contre le procédé de lavage des membranes.

En ce qui concerne l'instrumentation, il est apparu, dans les conditions de fonctionnement de l'unité, un nombre relativement important de pannes dues à l'encrassement des appareillages. Ces difficultés se sont traduites par une qualité insuffisante de l'eau déminéralisée (TDS 250 PPM au lieu de 120 PPM) et une production pratiquement réduite de moitié.

Dans ces conditions, le coût de traitement estimé aurait atteint un niveau tout à fait prohibitif de plus de 50 dinars algériens/m³.

^a TDS : Total dissolved solids (total des solides dissous).

Ceci n'est d'ailleurs pas la seule incidence financière puisque le complexe utilisant l'eau déminéralisée a dû réduire sa production de 25%.

La recherche et la mise en oeuvre des solutions se font avec le soutien d'une assistance technique (un ingénieur en est chargé à plein temps).

Distillation

C'est le seul procédé utilisé pour le dessalement de l'eau de mer; il s'agit généralement de distillation multistage. On notera également l'introduction du procédé à thermo-compression de vapeur. En effet, l'installation citée n'est pas la seule en Algérie.

Le fonctionnement des installations est assuré sans difficultés. Les seuls problèmes signalés sont des problèmes de corrosion.

Les coûts de traitement seraient de l'ordre de 5,5 à 6,5 dinars algériens/m³. Le procédé est considéré comme ayant donné entière satisfaction.

Il est intéressant de noter que cette même appréciation est portée pour les unités N° 10 et 11 qui traitent la même qualité d'eau que l'unité 9 utilisant le procédé d'électrodialyse. La variation de qualité de l'eau a certes été une source de difficultés entraînant notamment une fréquence plus élevée des nettoyages chimiques, mais cela est sans aucune commune mesure avec les difficultés qu'a connues l'unité 9.

Echange d'ions

Ce procédé est utilisé pour l'obtention d'eau déminéralisée de grande pureté. Les installations comprennent une unité de prétraitement et des chaînes d'échanges d'ions à lits séparés ou à lits mixtes.

Le fonctionnement des installations est pour la plupart des unités automatique.

L'entretien des installations est considéré comme facile. Les seules difficultés signalées sont présentées comme minimales et se limitent à des cas :

- de pollution des lits de résine,
- d'entraînement de résines dans les canalisations,
- de défaillance d'instrumentation.

Les exploitants se déclarent satisfaits du procédé.

Les coûts d'exploitation avancés (vraisemblablement hors amortissement) seraient d'environ 2,5 dinars algériens/m³, ce qui semble relativement faible.

Osmose inverse

Les informations recueillies sur les installations d'osmose inverse sont les moins consistantes.

L'introduction du procédé est en effet récente et l'installation de Mostaganem n'est pas encore entrée en production à pleine capacité.

Si l'on se base toutefois sur des informations strictement qualitatives, il semble, dès à présent, que le procédé soit promis à un développement certain.

En effet, les installations de petite capacité utilisées à Hassi-R'Mel et Ouled Djellal, de même que l'installation de Mostaganem, donnent entière satisfaction à leurs exploitants.

Si le coût de traitement pour les petites unités reste élevé, de l'ordre, semble-t-il, de 7 à 8 dinars algériens/m³ pour l'unité de Mostaganem, le coût prévisionnel serait de l'ordre de 2 dinars algériens/m³.

Le fonctionnement normal de cette dernière installation restera toutefois tributaire de l'assistance technique pendant les deux premières années sans doute.

Conclusions et perspectives d'avenir

Il apparaît clairement que la connaissance actuelle de l'expérience algérienne en matière de déminéralisation et de

dessalement est insuffisante. Une expertise plus approfondie doit être menée de façon à réunir les informations les plus complètes sur les paramètres techniques et économiques d'exploitation d'un nombre limité d'unités considérées comme représentatives. Ce suivi d'exploitation sera assuré durant une période d'une année environ et contribuera à la définition des orientations en matière de choix de procédés.

Il apparaît également que, pour cette décennie, le recours à la déminéralisation ou au dessalement restera pour l'essentiel limité à la satisfaction des besoins de l'industrie. En effet, le développement de l'utilisation des techniques de déminéralisation et de dessalement se heurte à deux obstacles principaux : un coût encore très élevé et l'inexistence de capacités techniques suffisantes au sein des structures actuelles de gestion des installations d'alimentation d'eau potable.

Un certain nombre de facteurs militent toutefois en faveur d'une présence plus substantielle des techniques de déminéralisation et de dessalement :

- la volonté de plus en plus marquée des autorités nationales d'assurer l'approvisionnement des populations en eau de qualité et en quantité suffisantes;
- la prochaine réorganisation des structures de gestion des installations d'alimentation en eau potable. Les sociétés de wilaya, qui seront créées à l'image de celle de la wilaya d'Alger, disposeront, en effet, de la capacité technique suffisante pour assurer la maintenance de petites installations de déminéralisation. Cette nouvelle situation permettra la mise en oeuvre :
 - d'un programme de réalisation d'unités pilotes de déminéralisation dans les Hauts Plateaux et le Sud,
 - d'un programme d'expérimentation de techniques appropriées à la production par déminéralisation de débits d'eau très faibles destinés à la consommation en zone isolée (par énergie solaire notamment);
- la tendance à un accroissement des coûts de mobilisation et de transfert, ainsi que la tendance à une diminution des coûts de production de l'eau produite par déminéralisation;

- la perspective de la pleine utilisation des ressources classiques en prévision notamment de la satisfaction des besoins en eau de l'agriculture liée à l'objectif d'auto-suffisance alimentaire.

Appendice 1

Questionnaire sur les unités de déminéralisation et de dessalement

- 1) Présentation de l'unité (données du constructeur)
 - implantation
 - destination (alimente unité, etc.)
 - procédé (électrodialyse, distillation, osmose inverse, etc.)
 - caractéristiques nominales de l'unité
 - production théorique
 - qualités de l'eau : entrée-sortie-débits
 - montant des investissements par poste
 - prix de revient prévisionnel du m³

- 2) Données réelles sur les conditions d'exploitation
 - personnel d'exploitation (nombre, qualification, coûts)

- 3) Compte d'exploitation de l'unité
 - production journalière/annuelle
 - énergie /m³
 - produits /m³
 - détails des charges
 - amortissements
 - énergie - produits

- 4) L'analyse de situation a-t-elle été faite pour les unités ?

- 5) Analyse critique, expérience
 - exploitation de l'unité
 - entretien matériel
 - assistance technique ou non (nécessité)
 - le procédé technique a-t-il donné satisfaction ?

- technologie : est-elle appropriée ?
 - à la finalité industrielle (quantité et qualité d'eau)
 - au pays (moyens matériels et humains)
- coûts et difficultés techniques

6) Joindre tous documents consacrés totalement ou partiellement aux unités de dessalement et de déminéralisation.

Appendice 2

Installations de déminéralisation et de dessalement

N°	Site	Nombre d'unités	m ³ /j débit	Procédé	Salinité PPM		Mise en service
					Entrée	Sortie	
01	Raoud Berkaoui	1	55	Electro-dialyse	1 608	300	1979
02	Hassi-Messaoud	6	1 000	"	1 700	500	1975
03	Hassi-Messaoud	2	110	"	2 400	350	1976
04	Hassi-Messaoud	2	300	"	2 600	360	1979
05	Hassi-Messaoud	2	350	"	2 800	400	1978
06	Rhourd El-Baguel	1	25	"	2 226	495	1979
07	Rhourd El-Baguel	2	300	"	2 226	350	Fin 1981
08	Gassi Touil	1	55	"	1 937	350	1977
09	Arzew	6	3 888	"	1 450	120	1975
10	Arzew	1	960	Multiflash (5 étages)	1 400	1	1979
11	Arzew	1	960	" (6 étages)	1 400	1	1980
12	Arzew	1	350	Thermo-compression de vapeur (2 étages)	Eau	5	1978
13	Annaba	3	14 180	Multiflash	Eau de mer	3	1978
14	Skikda	1	1 440	Distillation flash	Eau de mer	4 PPM	1971
15	Skikda	2	720	"	Eau de mer	5 PPM	1971
16	Skikda		1 440	Echangeurs d'ions		Totale	1971
17	Annaba	2	144	"		0,5 PPM	1979
18	Annaba	2	576	"		"	1979
19	Annaba	2	3 600	"		"	1973
20	Annaba	1	1 800	"		"	1981
21	Annaba	2	960	"		"	1971
22	Annaba	2	6 240	"		"	1980
23	Chazaouet	1	840	"	1 500	20	1974
24	Reghaïa		16(?)	"	1 100	350	1982
25	Bel-Abbes		1 500	"			1978
26	Arzew		960	"	120	Totale	1975
27	Ghardaïa		960	Osmose inverse	1 500	100	1980
28	Hassi-R'mel	3	792	"	1 900	300	1979
29	Mostaganem		57 600	Osmose inverse (6 lignes)	300	200	1980
30	Biskra		864	Osmose inverse	et 700 2 661	500	

Annexe 12

LISTE DES PARTICIPANTS

Algérie

- Mlle R. Aberkane
Ingénieur-géologue, Ministère de l'Industrie et des
Industries pétrochimiques, Alger
- M. A. Aoussat
Maître assistant, Institut national d'Agronomie, Koléa - Blida
- Mlle F. Arab
Ministère des Industries légères, Alger
- M. Atba
Ministère de l'Energie, Alger
- M. S. Ben Ali
Ingénieur, Institut national d'Agronomie, Département de
Technologie, El-Harrach - Alger
- M. A. Ben Djebara
Directeur central des réalisations, Société nationale de
Construction mécanique (SONACOME), Birkhadem - Alger
- M. S. Benhamaid
Chirurgien-dentiste, Skikda
- M. S. Benfarhi
Maître assistant, Institut des Sciences exactes, Université
de Batna
- M. M. Benkhaled
Assistant en chimie, Institut des Sciences exactes,
Université de Batna
- M. H.A. Beghdadi
Conseiller technique, Ministère de l'Hydraulique, Kouba -
Alger
- M. H. Benbernou
Ministère de l'Hydraulique, Kouba - Alger

- M. A. Benchabane
Maître assistant, Institut national d'Agronomie, Département
de Technologie, El-Harrach - Alger
- M. M. Berramdane
Direction de l'Hydraulique de Wilaya, Tlemcen
- M. M.L. Berkani
Enseignant, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Bettahar
Ingénieur de procédé, Société nationale pour la Recherche, la
Production, le Transport et la Commercialisation des
Hydrocarbures, Bethioja - Arzew
- M. S. Bokhari
Société nationale de Distribution d'Eau potable et
industrielle, Ingénieur, Oran
- M. L. Boudem
Ingénieur, Kouba - Alger
- M. A. Boudjelab
Ingénieur, Direction centrale de l'Ingénierie, SONATRACH,
Hydra - Alger
- M. K.E. Bouhidel
Société nationale de Sidérurgie, Alger
- M. A. Boulaghmene
Ingénieur, Direction Laboratoire central, SONATRACH, Alger
- M. A. Boukerb
Assistant, Institut des Sciences exactes, Université de Batna
- M. M. Chaker
Ministère de la Défense nationale, Alger
- M. N. Chemlal
Ministère de l'Hydraulique, Kouba - Alger
- M. M. Chentouf
Ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger

- M. A. Chikh Aissa
Ingénieur agro-alimentaire, SONATRACH, Hassi-R'Mel
- M. P. Couchot
Maître de Conférences, Université des Sciences et Techniques
Houari Boumediene, Institut de Chimie Bab-Ezzouar, Alger
- M. S. Derouiche
Ingénieur, SONATRACH, Hassi-Messaoud, Ouargla
- M. T. Ghali
Daïra d'Oran
- M. M. Guellal
Ingénieur principal, S/END Direction Engineering, Hydra -
Alger
- M. A. Gueziane
Maître assistant, Département de Botanique, Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. L. Guezlane
Maître-assistant, Département de Technologie, Institut
national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- Mme K. Hamoudi
Chargée de Cours, Université des Sciences et Techniques
Houari Boumediene, El-Harrach - Alger
- M. L. Hannachi
Maître-assistant, Centre universitaire de Sétif
- M. A Harkat
Conseiller technique, Ministère de l'Enseignement et de la
Recherche scientifique, Alger (Président)
- M. A. Harouat
Chimiste, Société nationale de Sidérurgie, Ghazaouat
- Mme E. Harrati
Chargée de Cours, Laboratoire de Microbiologie, Institut
national d'Agronomie, El-Harrach-Alger
- M. M. Hassania
Ministère de l'Hydraulique, Kouba - Alger

- M. M. Henni
Ingénieur, SONATRACH, Bethioua
- M. A. Houiou
Ministère de l'Hydraulique, Kouba - Alger
- M.A. Ikhlef
Analyste en Economie, Direction de la Planification et des
Activités productives, Ministère de la Planification, Alger
- M. A. Kacemi
Commune de Tamenghest, Tamenghest
- M. M.L. Kadem
Ministère de l'Hydraulique, Kouba - Alger
- M. A. Kettab
Docteur-Ingénieur, Institut national d'Agronomie,
El-Harrach - Alger
- M. S. Khammar
Direction de la Recherche, Ministère de l'Hydraulique,
Kouba - Alger
- M. A. Khelifati
SONATRACH, Alger
- M. S.E. Khemissi
Ingénieur-Directeur, Ministère de l'Hydraulique, Kouba -Alger
- M. M. Kherrar
Responsable des Utilités, Société nationale de Sidérurgie,
Ghazaouat
- M. M. Khetim
Technicien supérieur, Société de Distribution d'Eau d'Alger,
Birmendreis - Alger
- Mlle D. Khiara
Ingénieur, Direction de la Recherche et du Développement,
SONATRACH, Alger
- M. Y. Khodja
Ingénieur chimiste, SM/END, Hydra - Alger

- M. B. Laggoune
Pharmacien capitaine, Armée nationale populaire, Alger
- M. Lalaoui
Société de Distribution d'Eau d'Alger (SEDAL), Birmendreis
- Mlle G. Lalou
Aide-Chimiste, Laboratoire d'Hygiène, Mairie d'Alger, Alger
- M. N.E. Lattar
Chef de Laboratoire de Chimie, Société nationale de
Sidérurgie, Usine à Zine, Ghazaouat
- M. S. Laribi
Ingénieur, SONATRACH, El-Manar - Sidi Ferruch - Alger
- M. S.D. Lefkir
Ingénieur, Société nationale du Gaz et de l'Electricité
(SONELGAZ), Alger
- M. M. Mehannek
Ingénieur, Ministère de l'Industrie lourde, Alger
- M. S. Messaoudene
Ingénieur, Laboratoire central, SONATRACH, Alger
- M. M. Messeguem
Daïra d'Arzew, Oran
- M. A. Mili
Directeur, Direction de la Valorisation des Procédés
industriels, Ministère de l'Industrie lourde, Alger
- M. L. Mouloudji
Ministère de l'Hydraulique, Alger
- M. S. Moussaleb
Ingénieur, Office national des Aménagements hydrauliques,
El-Harrach - Alger
- M. R. Naghiz
Ingénieur, Régie communale des Eaux, Annaba

- M. A. Nait-Cherif
Ingénieur, Institut national de la Recherche hydraulique
(INRH), Ministère de l'Hydraulique, Birmendreis
- Mme G. Nezzal
Maître de Conférence, Département du Génie sanitaire, Ecole
nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- M. S.A. Ramdane
Ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Biar - Alger
- Mlle J. Ramendo
Maître assistante, Institut national d'Agronomie,
El-Harrach - Alger
- M. R. Rehi
Responsable du Service de Traitement des Eaux, Société
nationale des grands Travaux hydrauliques et de l'Equipe-
ment rural, Alger
- M. N. Rezal
Ingénieur, Direction des Etudes, Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- Mme N.R. Saidouni
Laborantine, Service d'Hygiène, Mairie d'Alger
- M. A. Salem
Ministère de l'Hydraulique, Alger
- M. M. Saouthi
Docteur d'Etat ès sciences pharmaceutiques, Maître assistant
en Toxicologie, Alger
- M. M. Senini
Assemblée populaire communale de Béchar
- Mlle F. Souissi
Ingénieur, Société nationale de l'Electricité et du Gaz,
Laboratoire central de Chimie, Alger
- M.B. Tchalabi
Chef du Bureau d'Hygiène, Constantine

M. M. Touati
Chef d'entreprise de traitement des eaux, Alger

OBSERVATEURS

M. S. Abdennebi
Etudiant en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique,
Alger

Mme R. Aberkane
Ministère de l'Industrie, Alger

M. D. Achour
Elève magister, Département du Génie sanitaire, Ecole
nationale polytechnique, Alger

M. D. Announ
Société nationale d'Etudes et de Recherches industrielles
(SMIT Filiale), Alger

Mlle Aoudjehane
Elève ingénieur, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach -
Alger

Mlle F. Arab
Technicienne supérieure, Ministère des Industries légères,
Alger

Mme F. Bavanonava
Ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger

Mlle D. Belhocine
Etudiante en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique,
El-Harrach - Alger

M. M.A. Ben Malek
Elève ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach -
Alger

Mlle H. Benabdesselam
Etudiante en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique,
El-Harrach - Alger

- M. A. Benamane
Elève ingénieur, Institut national d'Agronomie, Département
du Génie rural, El-Harrach - Alger
- M. A. Bendjama
Maître-assistant, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach -
Alger
- Mlle Z. Bendjama
Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- M. A. Benhamida
Institut national de la Recherche hydraulique, Kouba - Alger
- Mlle N. Benhamiche
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. A. Benkara Mostefa
Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- M. N. Bertella
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. P. Bince
Société Degrémont, Rueil-Malmaison, France
- Mlle F. Boussaid
Etudiante en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique,
El-Harrach - Alger
- M. M. Chemmam
Elève ingénieur, Département du Génie rural, Institut
national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Chentouf
Elève ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach -
Alger
- Mlle S. Cherid
Elève ingénieur, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach -
Alger
- M. H. Chikkouche
Ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger

- M. D. Choubane
Cité universitaire d'El-Harrach, El-Harrach - Alger
- Mlle N. Dalichaouche
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M.A. Damerdji
Chargé de Cours, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. A. Djenet
Technicien supérieur chimiste, Unité de recherche en chimie appliquée, Borg El Bahri - Alger
- M. B. Dibbe
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Djili
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. Droubi
Arab Centre for the Studies of Arid Zones and Dry Lands,
Damas (République arabe syrienne)
- Mlle A. Feka iri
Ingénieur chimiste, Unité de Recherche en Chimie appliquée,
Borg El Bahri - Alger
- M. A. Gaouas
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. D. Haddad
Ecole nationale polytechnique, Alger
- M. A. Hadj-Kaci
Ingénieur, Département de Technologie, Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- Mlle N. Haider
Etudiante en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique,
El-Harrach - Alger
- Mme K. Hamoudi
Chargée de Cours, Institut de Chimie, Université des Sciences
et Techniques Houari Boumediene, Dar-El-Beida

- M. A. Hemadi
Centre de Formation internationale à la Gestion des
Ressources en Eau (CEFIGRE), Valbonne, France
- M. M. Ibdri
Etudiant, Département de Technologie, Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. R. Kellou
INPV, Alger
- Mlle L.S. Khalifa
Ingénieur (hydraulique-agricole), Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. B. Khamari
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. J. Khoury
Directeur, Division des Ressources en Eau, Arab Centre for
the Studies of Arid Zones and Dry Lands, Damas (République
arabe syrienne)
- M. M.S. Khouri
Directeur de l'Institut national d'Agronomie, El-Harrach -
Alger
- M. M. Koudjil
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- Mlle B. Labdani
Assistante, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. R. Landrat
Scientifique, Génie sanitaire, Architecture-Urbanisme,
Hôpital de Médéa
- M. A. Lazreg
Etudiant, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Lebreton
Maître assistant, Département de Botanique, Institut national
d'Agronomie, El-Harrach - Alger

- M. P. Magnier
Société Degrémont, RUEIL-MALMAISON, France
- Mlle F.Z. Mededjel
Elève ingénieur en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique, Alger
- M. M. Mendil
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. D. Merzoug
Ingénieur, Institut de Développement de grandes Cultures, El-Harrach - Alger
- Mlle S. Messaoudi
Etudiante en génie sanitaire, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- Melle S. Mezwghrani
Etudiante, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- M. A. Mesiane
Etudiant, Département d'Agronomie générale, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- Mlle J. Mogelliaz
Centre de Formation internationale à la Gestion des Ressources en Eau (CEFIGRE), Valbonne, France
- M. A. Morsli
Etudiant, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. A. Mostefaoui
Elève ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Mrabent
Aménagement du Territoire, Ministère de la Planification, Alger
- M. M. Nakib
Etudiant, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. T. Obretenov
Professeur, Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger

- M. R. Oukaci
Ingénieur, SONATRACH, Hydra - Alger
- Mme P. Panayotova
Maître assistante, Ecole nationale polytechnique,
El-Harrach - Alger
- M. B. Popov
Professeur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. M. Rabah-Sidhoum
Etudiant, Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. B. Rakotonirina
Ecole nationale polytechnique, El-Harrach - Alger
- M. M. Sahnoune
Centre national des Zones arides, Alger
- M. N.E. Salahouelhadj
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. Ternynck
Compagnie générale des Eaux, Paris (France)
- M. D. Touti
Ingénieur (hydraulique), Institut national d'Agronomie,
El-Harrach - Alger
- M. H. Yakhlef
Institut national d'Agronomie, El-Harrach - Alger
- M. B. Zerbita
Elève ingénieur, Institut national d'Agronomie, El-Harrach -
Alger

REPRESENTANT D'AUTRES ORGANISATIONS

- M. G. Arbib
Fonds des Nations Unies pour l'Enfance (FISE), Hydra - Alger

CONSEILLERS TEMPORAIRES

Dr T.V. Arden

Directeur administratif, Centre de Recherches hydrauliques,
Londres (Royaume-Uni de Grande-Bretagne et d'Irlande du Nord)

Dr A. Aroua

Médecin-Chef, Section de l'Hygiène du Milieu, Institut
national de la Santé publique, El Madania - Alger (Algérie)

M. J.J. Libert

Directeur des Relations extérieures, Société internationale
de Dessalement (SIDEM), Paris (France)

M. A. Maurel

Service de Chimie appliquée, Centre d'Etudes nucléaires de
Cadarache, Saint-Paul-lès-Durance (France)

M. R. Mujeriego

Professeur agrégé de Génie sanitaire, Ecole des Ponts et
Chaussées, Université polytechnique, Barcelone (Espagne)

M. J.M. Rovel

Ingénieur Chef du Département "Echangeurs d'ions-osmose
inverse", Société Degremont, Rueil-Malmaison (France)

M. J. Tahar

Conseiller technique, Ministère de l'Hydraulique, Direction
générale de l'Environnement, Kouba - Alger (Algérie)

Professeur A. Van Haute

Professeur à l'Institut de Chimie industrielle de
l'Université de Louvain, Heverlee (Belgique)

CONSULTANT

M. J. Huyghe

Service des Transferts thermiques, Centre d'Etudes nucléaires
de Grenoble, Grenoble (France) (Rapporteur)

ORGANISATION MONDIALE DE LA SANTE

Bureau régional de l'Europe

M. E. Giroult

Fonctionnaire régional pour la Planification et la gestion en matière de salubrité de l'environnement (Secrétaire)

Dr J. Schulmann

Expert en génie sanitaire (OMS/PNUD), Ecole nationale polytechnique d'Alger, Alger (Algérie)

Siège

Dr H. Galal-Gortchev

Spécialiste scientifique, Division de l'Hygiène du Milieu, Risques de l'environnement et protection alimentaire (Vice-Présidente)