

Académie royale des Sciences d'Outre-Mer  
Classe des Sciences Techniques, N.S., XVIII-3, Bruxelles, 1978

# La conversion des eaux salines au stade actuel

PAR

Albert CLERFAÏT

Associé de l'Académie  
Ingénieur civil des mines  
Administrateur hre de Sociétés  
Vice-président hre de l'A.N.S.E.A.U.

400 F

Koninklijke Academie voor Overzeese Wetenschappen  
Klasse voor Technische Wetenschappen, N.R., XVIII-3, Brussel 1978





Académie royale des Sciences d'Outre-Mer  
Classe des Sciences Techniques, N.S., XVIII-3, Bruxelles, 1978

# La conversion des eaux salines au stade actuel

PAR

Albert CLERFAÏT

Associé de l'Académie  
Ingénieur civil des mines  
Administrateur hre de Sociétés  
Vice-président hre de l'A.N.S.E.A.U.

Koninklijke Academie voor Overzeese Wetenschappen  
Klasse voor Technische Wetenschappen, N.R., XVIII-3, Brussel 1978

---

Mémoire présenté à la Séance du 25 mars 1977

---

D/1978/0149/2

## RESUME

L'auteur expose dans l'essentiel les données de ce problème complexe et les solutions possibles. Sont successivement abordés les divers aspects:

Ampleur des ressources et motivation du dessalement; délimitation des eaux salines.

Applications actuelles:

1. Les aspects techniques: description des différents procédés connus et des processus de récupération calorifique associés. Caractéristiques techniques comparées.

2. Aspects économiques. Problème du prix de revient et optimisation. Approche du marché. Avenir des centrales mixtes. Normalisation. Débouchés. Choix du procédé. Position et importance du problème. Avantages spécifiques du dessalement.

## SAMENVATTING

De auteur zet in grote lijnen de gegevens uiteen van dit complexe probleem en de mogelijke oplossingen. Achtereenvolgens worden volgende aspecten behandeld:

Omvang van de bronnen en motieven van de ontzouting; omschrijving van zouthoudend water.

Huidige toepassingen:

1. De technische aspecten: beschrijving van de verschillende gekende procédés en de werkwijzen van de ermede verbonden warmterecuperatie. Vergelijkende technische karakteristieken.

2. Economische aspecten. Probleem van de kostprijs en bereiken van het hoogst mogelijk rendement. Benadering van de markt. Toekomst van de gemengde centrales. Normalisatie. Afzetgebieden. Keuze van het procédé. Situatie en belangrijkheid van het probleem. Specifieke voordelen van het ontzouten.



## INTRODUCTION

### 1. L'AMPLEUR DES RESSOURCES ET LES MOTIVATIONS DU DESSALEMENT

La production d'eau douce à partir des eaux salines: eau de mer, eaux saumâtres de surface ou de profondeur, eaux industrielles, n'a pris rang que depuis peu d'années au nombre des sources potentielles d'approvisionnement des grandes collectivités.

Et pourtant, les disponibilités que nous réservent les océans sont illimitées. La mer, appelée par l'historien Michelet la grande nourricière, réceptacle universel des précipitations, ultime exutoire des eaux courantes, représente une source inépuisable de pérennité infinie pour l'alimentation en eau douce par voie de dessalement. La contenance des océans et des mers intérieures, recouvrant 72 % de notre planète, est estimée à 1.350 millions de kilomètres cubes. Cette formidable masse salée constitue 97,5 % de l'hydrosphère, les 2,5 % restants consistent en eau douce.

Par comparaison, les réserves souterraines et superficielles d'eau douce apparaissent ainsi d'une importance dérisoire, s'agissant de 300.000 km<sup>3</sup> pour les nappes du sous-sol, et d'autant pour les eaux lacustres et fluviales. Mais le potentiel hydrique souterrain s'amenuise jusqu'à 15.000 km<sup>3</sup>/an, ou moins de 3 % de toutes les précipitations (pluies, neige, brouillards), en raison d'énormes pertes par évapo-transpiration (eaux superficielles et végétation surtout) et compte tenu des immenses étendues improductives des zones arides qui occupent plus des deux tiers de la superficie exondée des continents. Il faudrait inclure dans ces eaux continentales l'important capital gelé des calottes glaciaires et de l'inlandsis, soit 30 millions de km<sup>3</sup>, ou quelques 3 %, mais à ce jour il reste inaccessible et, partant, sans intérêt. A lui seul le vaste continent antarctique est censé recéler la plus formidable réserve d'eau douce inexploitée ( $\pm 90$  %).



Avec les apports des eaux courantes, fleuves et rivières sillonnant le globe, soit  $\pm 50.000 \text{ km}^3/\text{an}$ , c'est au maximum sur un total de  $65.000 \text{ km}^3/\text{an}$  d'eau douce qu'il est possible de compter dans l'état actuel de la technique et des limites à la capacité d'exhaure des nappes.

Ce parallèle met en relief l'indéniable prédominance des réserves d'eau saline, et motive l'intérêt croissant porté à leur mise en valeur. Leur teneur excessive en sels, 35 g/l en moyenne, les rend naturellement impropres aux exigences des activités humaines, tant domestiques qu'agricoles et industrielles. Si l'humanité n'a pu tirer parti jusqu'en ces dernières années de ces gigantesques ressources, c'est que les difficultés techniques de la conversion, thermodynamique ou autre, des eaux salines s'avèrent des plus dures, et portent le prix de revient de l'eau douce produite à des hauteurs peu compétitives par rapport aux autres ressources d'eau de qualité.

Le problème du dessalement est devenu aujourd'hui le pôle d'intérêt d'une légion de chercheurs dans les pays de haute technique. Il sensibilise les autorités et jusqu'à l'opinion publique de vastes contrées dont l'aridité entrave, si elle n'empêche, la lutte contre la faim, l'essor de l'économie, l'amélioration du niveau social, les progrès de l'hygiène et du confort, indissolublement liés à la civilisation moderne.

## 2. DÉLIMITATION DES EAUX SALINES

Que faut-il entendre par eaux saumâtres et eaux de forte salure?

Le classement de salinité du Geological Survey des Etats-Unis comprend les catégories suivantes:

<i>Eaux dites saumâtres chlorurées sodiques et selenito-magnésiennes</i>	<i>Teneur en sels dissous en parties par million</i>
— Légèrement salines	1.000- 3.000
— Modérément salines	3.000-10.000
Eaux de mer et très salines (chlorurées sodiques)	10.000-35.000
Saumures	plus de 35.000

La catégorie « légèrement salines » englobe la plupart des fournitures d'eaux naturelles d'usage courant ou latent.

Souvent le qualificatif « saumâtres » désigne des eaux salines non potables, mais de teneur inférieure à celle de l'eau de mer (celle-ci très variable de 10 à 45 g/l). Il en existe de vastes réservoirs aux Etats-Unis et au Canada, où des milliers de petites localités, contraintes d'y puiser, représentent un marché potentiel important pour la désalinisation. En Belgique et en France, les eaux salées des terrains houillers accusent une salure croissante avec la profondeur (à l'opposé de zones semi-arides d'Afrique du Nord). Dans la Cordillère des Andes les eaux dévalant des crêtes sont chargées de sels d'arsenic, de bore, etc.

### 3. LES APPLICATIONS ACTUELLES DU DESSALEMENT

Elles se rencontrent:

a) Dans la navigation: c'est à bord des bateaux de haute mer que le problème s'est posé par priorité, l'absence de ressource d'eau douce conférant à celle-ci une valeur inestimable. Les premiers distillateurs marins datent du siècle dernier, et leur nombre ne cesse de croître.

b) Dans les stations terrestres de production d'eau douce à partir d'eau marine ou saumâtre: aujourd'hui en zones arides, demain dans les zones surpeuplées et riveraines de l'océan; et, peut-être en région minière pour la valorisation des eaux d'exhaure de charbonnages... Faut-il rappeler que les premières utilisations en terre ferme ont débuté il y a un demi-siècle dans l'exploitation de structures pétrolifères.

c) Dans certaines industries alimentaires, chimiques et métallurgiques, et surtout dans les centrales électriques à hautes caractéristiques exigeant des eaux déminéralisées à moins de 0,1/ppm; et plus généralement dans toutes industries aux prises avec un manque d'eau.

d) En horticulture notamment pour la culture en serres.

Le degré de désalinisation requis varie suivant la destination prévue:

— eaux potables ou à usages domestiques: 500 parties par million (ppm) ou 0,5 g/l de matières solides totales, soit la

limite de teneur acceptable selon les normes de l'Organisation Mondiale de la Santé (O.M.S.) (1965);

— eaux à usages agricoles de teneur limitée à 0,2 g/l;

— eaux à usages industriels de teneur limitée à 0,1 g/l.

Toute installation de dessalement est capable de fournir une eau douce à 0,1 g/l.

## I. LES ASPECTS TECHNIQUES DU DESSALEMENT

La conversion des eaux salines relevant du domaine des techniques de pointe, il convient, pour l'intelligence de notre exposé, de rappeler très succinctement les procédés en usage ou à l'étude.

L'extraction des sels dissous dans les eaux salines est réalisable selon des techniques très variées, en fonction des caractéristiques initiales et finales de l'eau à traiter.

### 1. TECHNIQUES DE DISTILLATION

Examinons en premier lieu les techniques de distillation, prioritaires dans l'état actuel du marché: 95 % de la production mondiale d'eau douce procède de méthodes distillatoires.

C'est naturellement à l'évaporation qu'il a été fait appel en premier lieu pour l'adoucissement de l'eau de mer, selon un processus ne faisant que reproduire le cycle naturel d'échange et de circulation de l'eau météorique, système fermé, dont Aristote avait déjà reconnu le schéma.

Au stade actuel, c'est toujours par évaporation de l'eau suivie de condensation de sa vapeur que l'on procède, mais la nécessité d'améliorer au maximum le bilan thermique, donc l'économie de l'opération, a engagé les inventeurs dans la poursuite d'une récupération aussi fine que possible de la chaleur de vaporisation de l'eau traitée (539 kilo-calories par litre). Il en est résulté une complexité et une diversité des méthodes de distillation, différenciées notamment par la géométrie des surfaces d'échange calorifique.

Toutes tendent à un objectif commun: atteindre un maximum de rendement cumulatif par une séquence d'opérations fractionnées d'évaporation-condensation.

#### A. *La distillation par bouilleurs à tubes submergés à simple ou à multiples effets*

C'est l'ancêtre des procédés thermiques, dérivé directement du rustique alambic. Des applications en remontent très loin dans le

temps, en particulier dans les contrées arides d'Orient et à bord des navires, l'absence de toute autre ressource hydrique y conférant à l'eau douce une valeur inestimable.

Dans la distillation à faisceaux submergés, chaque évaporateur ou bouilleur se compose d'un corps vertical en acier formant une enceinte étanche contenant dans sa partie inférieure un faisceau tubulaire noyé dans le bain d'eau saline à traiter et traversé par le fluide de chauffage, en l'occurrence la vapeur qui provoque l'ébullition. Seul le premier étage de l'installation reçoit un apport de vapeur vive provenant d'une chaudière ou autre source de chaleur, et qui sert à évaporer une partie de l'eau brute. Par condensation, la vapeur cède sa chaleur latente au travers des parois des tubes à l'eau environnante qui, à son tour, produit de la vapeur. Celle-ci gagne l'étage suivant où, comme la vapeur primaire, elle vient libérer son énergie interne provoquant la vaporisation partielle de la saumure, suivie de condensation. Le même cycle se poursuit de chambre en chambre de distillation, raccordées en série pour récupérer les calories résiduelles d'un étage à l'autre sous des températures et pressions décroissantes. Chaque étage fait office d'échangeur thermique, siège d'un double processus évaporation-condensation par rapport au précédent.

Le distillat recueilli dans une succession de goulottes à la partie supérieure des cellules en est extrait par pompage.

Signalons qu'il est fait appel à un appoint d'eau de mer non traitée supérieur à la quantité d'eau douce produite, afin d'évacuer l'excédent de calories du cycle, tandis qu'une fraction de la saumure est éliminée de façon à limiter à un degré acceptable la concentration saline dans chaque chambre. Enfin, un certain vide est maintenu par éjecteurs à l'intérieur des enceintes, ce qui introduit une complication relative mais permet d'utiliser des enthalpies de bas niveau, sous forme de chaleur de récupération peu coûteuse, en particulier dans les bouilleurs type « marine » où le simple effet demeure admissible. Aussi, s'il faut tendre à l'économie de la production et réduire la consommation spécifique le recours au multiple effet s'impose, le poste de distillation comprenant un nombre suffisant de cellules. A titre d'exemple, avec un évaporateur unique il faudrait presque un litre de mazout pour évaporer 10 litres d'eau. Avec 7 cellules, la consommation

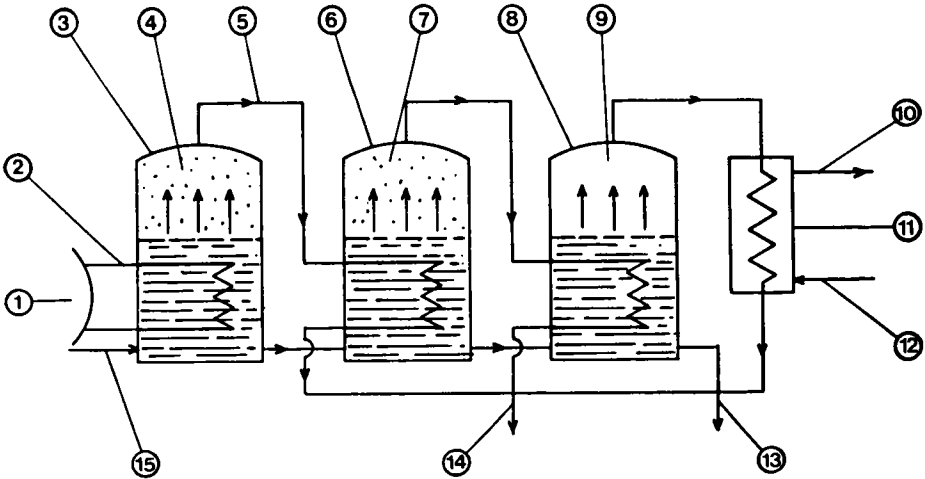
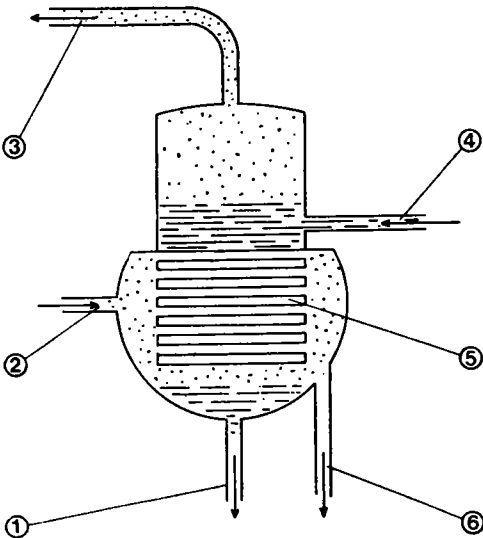


Fig. 1

1. Schéma simplifié d'un distillateur à tubes submergés à multiples effets:

- 1) Chaudière au gaz ou au fuel; 2) Vapeur vive primaire; 3) 1<sup>er</sup> étage d'évaporation; 4) Haute pression; 5) Vapeur produite; 6) 2<sup>e</sup> étage d'évaporation; 7) Moyenne pression; 8) X<sup>e</sup> étage d'évaporation; 9) Basse pression; 10) Eau de rejet; 11) Réfrigérant; 12) Eau fraîche salée; 13) Purge saumure; 14) Condensat. eau douce; 15) Eau salée.



1 bis. Evaporateur à tubes submergés:

- 1) Purge saumure; 2) Vapeur vive de la chaudière; 3) Vapeur (vers étage suivant); 4) Eau salée; 5) Faisceau tubulaire; 6) Condensat. eau douce.

spécifique peut être abaissée de 590 kcal/kg à 98 kcal/kg. Il en ressort une amélioration considérable de la performance.

Le transfert calorifique est activé par circulation à contre-courant de l'eau salée et du distillat, c'est-à-dire de l'eau douce produite. En pratique, le schéma se complique encore par l'insertion d'échangeurs de chaleur sur les circuits d'alimentation en eau brute et ceux de purge de saumure pour récupérer les calories perdues, ainsi que sur le départ du distillat pour réchauffer l'eau de mer brute. Des groupes moto-pompes et des jeux de valves automatisées complètent l'équipement.

Ce procédé est à présent éclipsé, surtout en installation terrestre, par d'autres de concept plus évolué.

### B. *La distillation par évaporateurs à longs tubes verticaux* (L.T.V.)

A l'encontre du système précédent, dans le L.T.V. les tubes sont baignés extérieurement par la vapeur de chauffage et l'eau saline injectée sous pression de haut en bas ou inversement, selon le système, à l'intérieur du faisceau tubulaire vertical.

Cette eau de mer, préalablement réchauffée par échangeur au contact de l'eau douce produite ruisselle sur les parois internes des tubes, s'y vaporise dans une large mesure en formant soit un film descendant en anglais « falling film », dit à descendage de vapeur, soit remontant (système à grimpage).

Cette technique avait déjà été mise au point en France à la fin du siècle dernier.

La vapeur produite dans un premier étage passe au suivant où elle se condense à l'état d'eau douce, tandis que la saumure recueillie au fond de l'évaporateur est refoulée à la partie supérieure du second et ainsi de suite comme précédemment, le cycle d'échange entre fluides étant prolongé jusqu'à épuisement de l'énergie calorifique de la vapeur, l'eau douce sortant vers 45° C.

### C. *La distillation à détente étagée* (« Multistage Flash Distillation », en anglais)

L'eau de mer préalablement réchauffée est introduite à l'intérieur d'une enceinte, isolée thermiquement, où règne une pres-

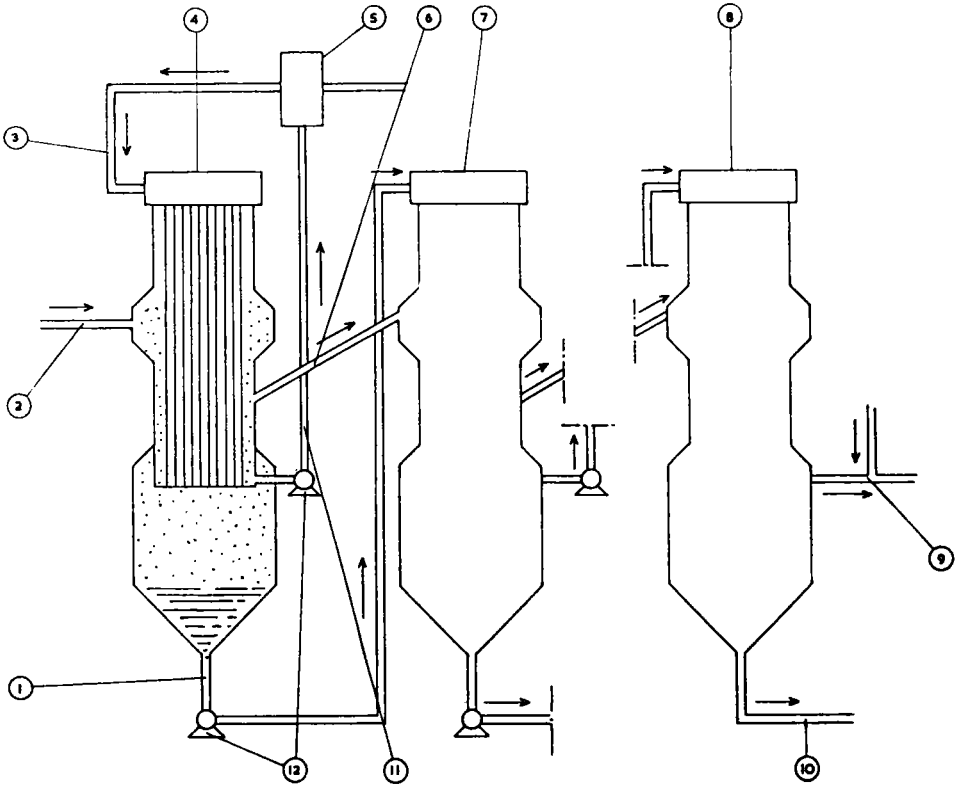


Fig. 2 — Schéma d'un distillateur à longs tubes verticaux à multiples effets.

- |   |  |
|---|--|
| 1) Départ saumure.                      | 6) Vapeur produite.                    |
| 2) Vapeur primaire de la chaudière.     | 7) 2 <sup>e</sup> étage d'évaporation. |
| 3) Entrée eau de mer.                   | 8) X <sup>e</sup> étage d'évaporation. |
| 4) 1 <sup>er</sup> étage d'évaporation. | 9) Eau douce produite.                 |
| 5) Echangeur - réchauffeur.             | 10) Décharge saumure.                  |
|   | 11) Distillat. eau douce.              |
|   | 12) Pompes.                            |



sion inférieure à celle correspondant au point d'ébullition, de telle sorte qu'elle s'y vaporise instantanément, la vapeur ainsi dégagée étant aussitôt condensée en eau douce sur un échangeur tubulaire.

En maintenant un certain vide constant, la pression reste inférieure à la pression de saturation, autrement dit la tension d'équilibre de la vapeur correspondant à sa température.

Il se produit donc une détente avec libération d'énergie interne du liquide, dite détente éclair (le « flashing » en anglais) provoquant une vaporisation instantanée sans aucune intervention de surface de chauffe.

La chaleur latente de vaporisation est empruntée à la chaleur sensible de la saumure qui se refroidit jusqu'à l'égalisation des pressions.

L'installation se compose d'une batterie d'évaporateurs ou bouilleurs similaires adjacents qui comportent 3 circuits d'éléments raccordés en série: eau de refroidissement (brute), eau saline chaude ou saumure. D'une chambre à l'autre la température et la pression de l'eau s'abaissent du fait de l'évaporation. C'est cette dégressivité des gradients qui justifie l'appellation de « détente en cascade ».

En somme il s'agit d'un échangeur multiple à contre-courant, mettant en œuvre la distillation comme moyen de transfert calorifique.

La pression est maintenue artificiellement par des éjecteurs à une valeur dégressive d'un étage au suivant, la capacité de chaque chambre ou cellule augmentant à la mesure du volume reçu de distillat.

L'eau de mer brute est refoulée depuis la prise d'eau par un groupe nourricier dans des faisceaux de tubes en alliage spécial formant nappe horizontale dans la partie supérieure des chambres, où elle provoque la condensation de la vapeur produite qui la réchauffe par échange de chaleur latente. Le condensat ou distillat s'écoule par des trémies et chéneaux sous-jacents. Les circulations de fluides à contre-courant, l'interposition d'échangeurs et le recyclage de la saumure concourent à un gain cumulé de calories.

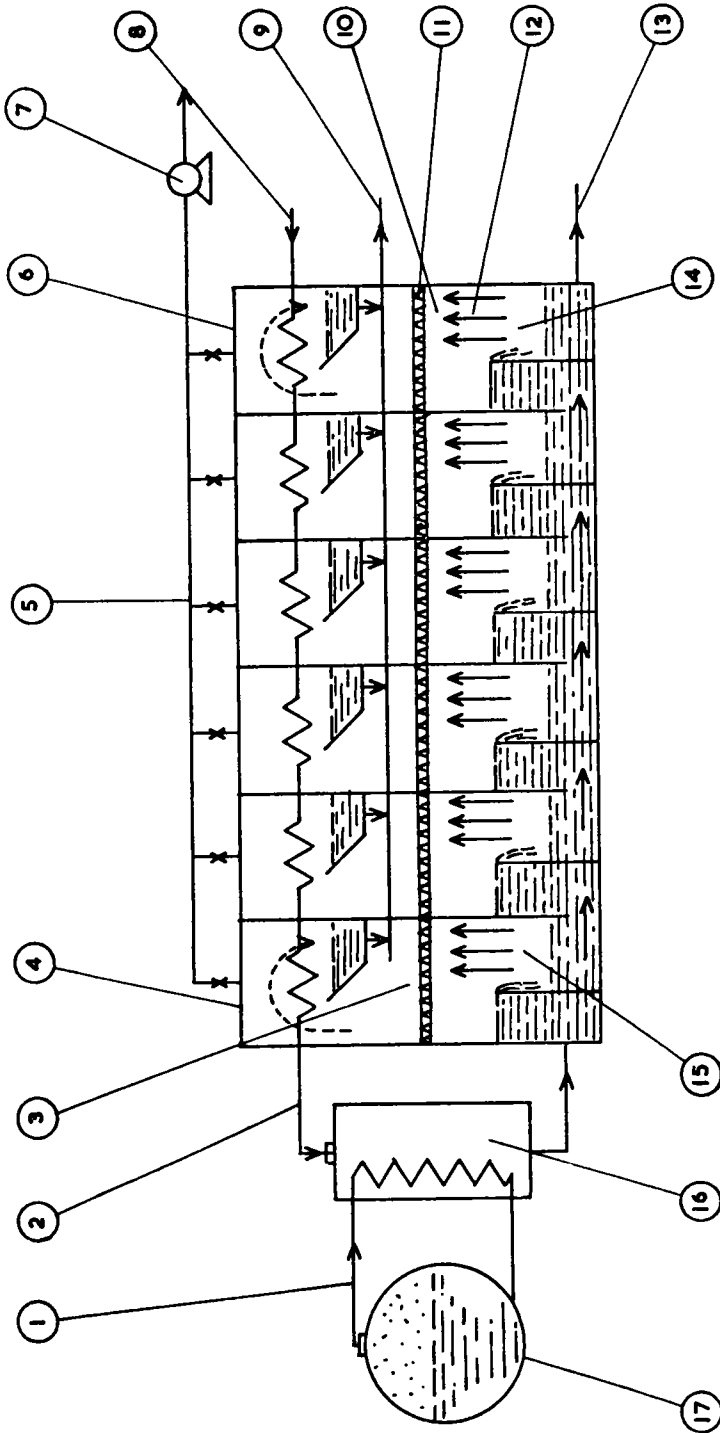


Fig. 3 — Schéma d'évaporateurs à détentes étagées (multiflash) à recyclage de saumure.

1) Vapeur primaire; 2) Eau saline préchauffée; 3) Haute pression; 4) 1<sup>er</sup> étage; 5) Circuit de vide; 6) X<sup>e</sup> étage; 7) Ejecteur ou pompe à vide; 8) Alimentation eau de mer; 9) Condensat. eau douce produite; 10) Basse pression; 11) Collecteur de gouttes; 12) Chambres de thermoflashing; 13) Rejet saumure; 14) Haute température; 15) Basse température; 16) Réchauffeur; 17) Chaudière gaz-fuel ou source de chaleur perdue.

Les derniers étages refroidis par l'eau de mer sont appelés « étages de rejet de chaleur » ou encore « cellules en boucle de réfrigération » et les autres « cellules de recyclage ».

Il va de soi que l'évacuation des calories à rejeter dans la mer ou autre source froide, requiert la circulation d'un important débit d'eau de mer non traitée. Par ailleurs, il s'avère indispensable, afin de prévenir un désastreux entartrage, de limiter la concentration en sels dans les cellules au moyen de purges continues de saumure par pompage.

Pour éviter l'incrustation des faisceaux tubulaires, il s'indique de réduire autant que possible le débit d'eau salée requis, soit environ 10 fois la production de la quantité d'eau douce à obtenir et qui devrait subir un pré-traitement. Cette condition est réalisée par le « recyclage » consistant à prélever du bain de saumure une fraction importante réinjectée dans le cycle. Grâce à ce recyclage, il devient possible de limiter vers 3 m<sup>3</sup> la quantité d'eau d'appoint nécessaire par m<sup>3</sup> d'eau douce produite.

A ce jour, toutes les installations Multiflash fonctionnent avec recirculation. Celle-ci doit être forcée afin de parer à la formation de dépôts incrustants à l'intérieur des faisceaux. Parfois, une pompe injecte une solution légèrement acide de façon à réduire les sujétions de démontage des échangeurs.

Dans le but d'améliorer le bilan thermique, les américains ont envisagé une variante dite M.E.M.S. à multiple effet et à étages multiples. Elle se caractérise en ce que chaque effet peut être considéré comme constituant par lui-même une installation multiflash normale, l'output calorifique d'un évaporateur servant d'input calorifique au suivant. Théoriquement cette combinaison permettrait de relever jusqu'à 20 le taux de performance. Mais la complexité du système devient telle qu'il n'a pas encore reçu d'application.

Si, théoriquement, la chaleur apportée par un kg de vapeur doit permettre d'engendrer la vaporisation d'un kg d'eau, grâce au multiflash il devient possible de distiller au minimum 10 fois plus d'eau salée et davantage.

#### D. *La distillation par thermocompression*

Dans ce procédé, de nouveau, l'eau saline à traiter est introduite au fond d'une chambre thermiquement isolée et s'y trouve portée à ébullition. La vapeur produite est aspirée par un compresseur mécanique qui en relève légèrement la température de saturation avec la pression par rapport au point normal d'ébullition soit jusque vers 110-120° C au maximum. Cette vapeur, à plus haute enthalpie, se condense ensuite du fait de son écoulement à travers un échangeur tubulaire (condenseur-évaporateur) immergé dans la même eau saline à la partie inférieure de la chambre.

C'est de cette condensation que résulte la mise en ébullition de l'eau brute.

Le compresseur peut être entraîné par diesel ou turbine à gaz avec récupération des calories de l'échappement comme chaleur additionnelle.

Le même processus par compression de vapeur se prête au recyclage avec un moindre nombre d'effets et une source minime de chaleur primaire. C'est en somme un concept de pompe thermique. L'eau de refroidissement n'est plus nécessaire vu la possibilité d'utiliser la saumure rejetée et le distillat pour préchauffer l'eau d'alimentation. Mais l'économie du cycle exigeant le maintien de l'eau à distiller sous un degré d'échauffement très proche de la température de la vapeur, le distillat obtenu reste à une température d'environ 100° C à la sortie. Le schéma est passible de variantes.

Les distillateurs rotatifs à thermocompression réalisent la pulvérisation de l'eau salée en film mince au moyen d'un empilage de surfaces tournantes ou d'un rotor creux, artifices permettant de quadrupler le taux de transmission, mais avec un débit limité.

#### E. *La distillation par contact direct*

Ce procédé constitue une variante du thermoflashing mais permet de réaliser les transferts thermiques tant de vaporisation que de condensation sans recourir à aucune surface métallique d'échange aussi bien pour l'échauffement de l'eau que pour la condensation de vapeur. Il est fait appel dans ce but à un échan-

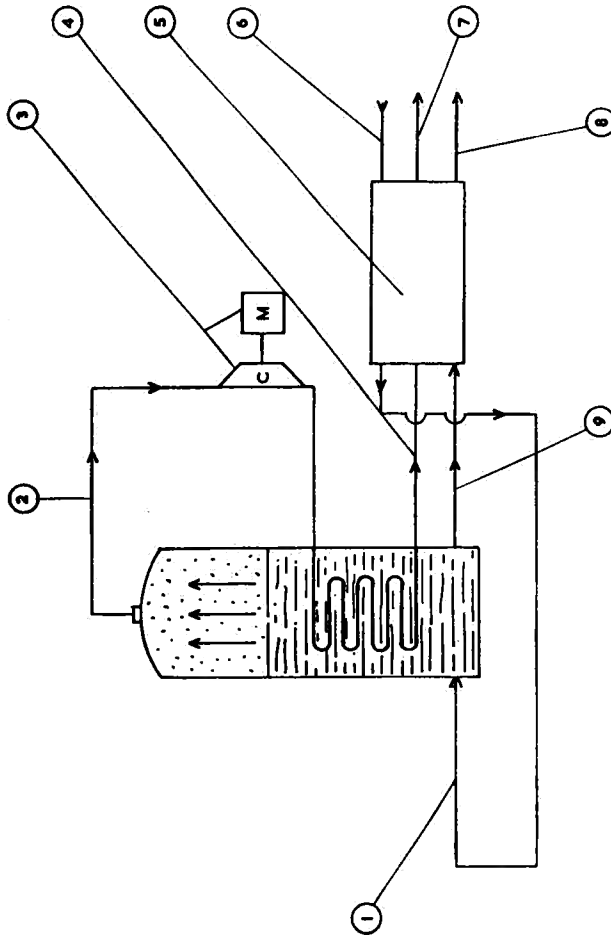


Fig. 4 — Schéma d'évaporateur à thermo-compression.

1) Eau salée; 2) Vapeur; 3) Groupe compresseur-moteur; 4) Eau douce; 5) Echangeur; 6) Alimentation eau salée; 7) Eau douce vers utilisation; 8) Purge saumure; 9) Saumure.

geur liquide-liquide, utilisant comme fluide de l'huile ou autre liquide non miscible à l'eau.

En schématisant de manière succincte, l'opération consiste à faire circuler l'eau de mer pulvérisée au sommet d'une colonne de contact où les gouttelettes descendent à travers une masse d'huile préalablement réchauffée et refoulée par pompage à contre-courant depuis le fond. L'huile cède sa chaleur à l'eau saline et repasse à la colonne voisine en cycle inversé. Il en est de même de l'eau à traiter.

F. *Le procédé de distillation H.T.M.E.*  
(« *Horizontal Tube Multiple Effect* »)

C'est le dernier en date apparu sur le marché mais à l'état de prototype en usine pilote.

A l'inverse du procédé L.T.V. (Longs Tubes Verticaux) où l'eau saline s'écoule en film le long des parois internes des tubes d'un faisceau vertical autour duquel la vapeur de chauffe se condense, dans le procédé H.T.M.E. l'eau saline ou saumure à évaporer est projetée en pluie sur les parois extérieures des tubes d'un faisceau horizontal, tandis que la vapeur de chauffe circule à l'intérieur de ces tubes et s'y condense.

La vapeur produite à l'extérieur du faisceau passe dans le second effet à l'intérieur des tubes tandis que la saumure sortant du premier effet est dispersée de nouveau en pluie sur le faisceau du deuxième et ainsi de suite pour les différents effets.

La vapeur produite dans le dernier effet vient se condenser au travers des tubes d'un condenseur terminal constituant la source froide de l'installation.

Dans le but d'améliorer la récupération des calories, l'installation est complétée par l'adjonction, en parallèle au circuit des évaporateurs superposés, d'une série de réchauffeurs. L'eau à traiter y est refoulée de bas en haut jusqu'en tête du 1<sup>er</sup> évaporateur d'où elle s'écoule en sens inverse à travers les effets suivants, ainsi que nous venons de l'exposer.

G. *La distillation solaire*

Ce procédé, qui comporte des variantes: distillation par diffusion dans l'air et systèmes faisant appel à un double processus

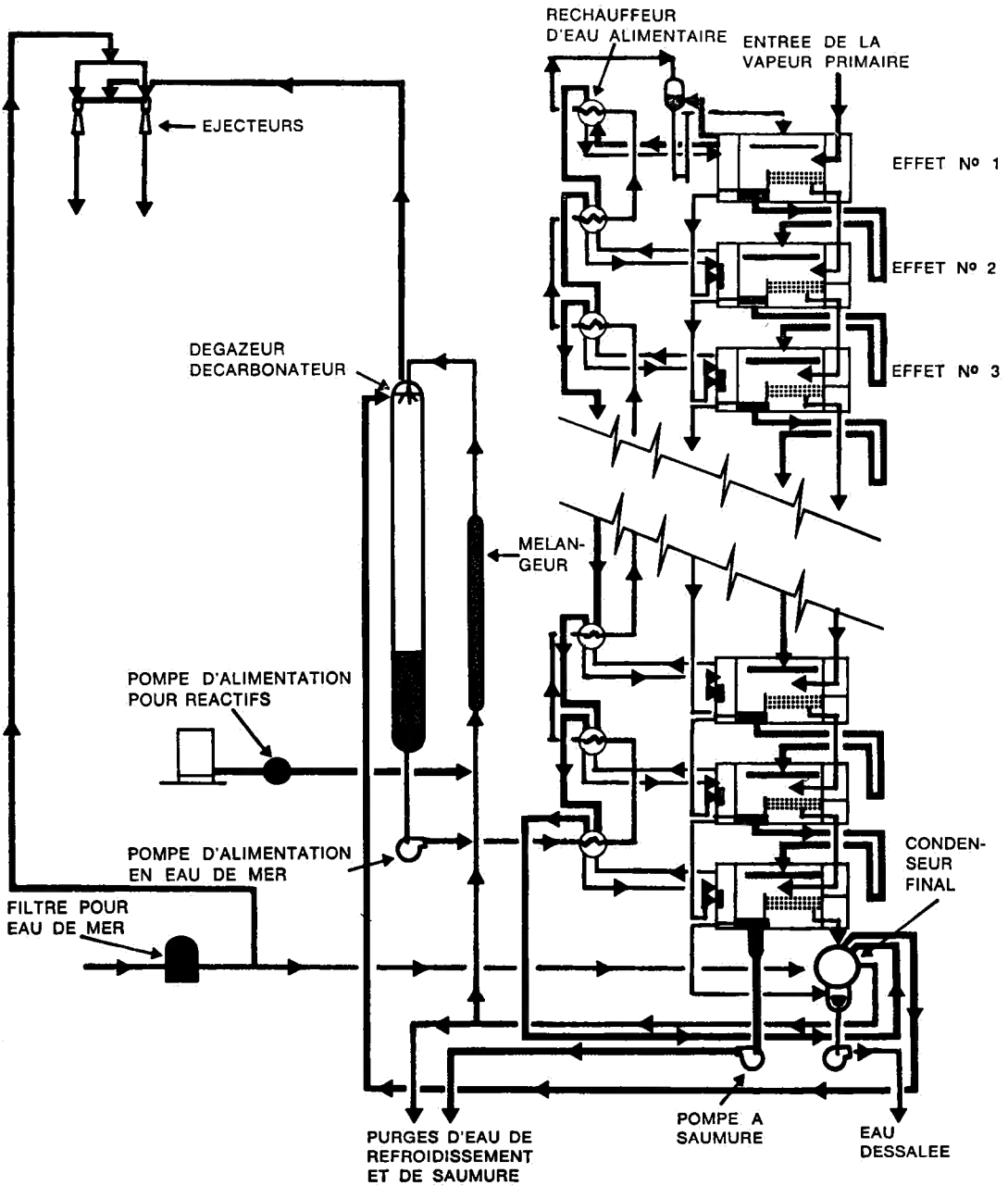


Fig. 5 — Schéma de principe du procédé de dessalement HTME.

d'humidification-déshumidification, sera repris sous une rubrique suivante. Economiquement, son application ne semble pas à envisager dans nos pays de haute technique.

\* \* \*

Les techniques distillatoires que nous venons de décrire brièvement isolent l'eau douce de la solution saline donc des sels par le truchement d'un changement de phase sous forme de vapeur.

Une alternative le réalise sous forme solide. Cette technique de cristallisation est:

## 2. LA CONGÉLATION

Par refroidissement d'une solution salée jusqu'au point de congélation, il se produit une cristallisation de l'eau pure, tandis que la solution restante de saumure concentrée peut être séparée de la glace produite. Il suffit de provoquer ensuite la fusion des cristaux de glace pour obtenir de l'eau douce. Le processus est assimilable à une distillation à froid.

Comme en distillation, le changement d'état est quasi indépendant du degré de salinité de l'eau brute.

La mise en pratique de ce phénomène naturel de production de glace exploité dans les régions polaires depuis des temps immémoriaux implique donc au stade industriel trois opérations successives: congélation partielle du courant d'eau salée — séparation, très laborieuse, du mélange de glace et de saumure — fusion thermique de la glace lessivée pour sa conversion en eau pure.

\* \* \*

A l'opposé des techniques précédentes, il en est qui réalisent la séparation sélective de l'eau sans changement de phase soit sous forme liquide telle l'extraction par solvant, soit avec intervention de membranes. Elles ne sont applicables qu'à des eaux saumâtres mais non à l'eau de mer:

## 3. L'ÉLECTRODIALYSE

Cette technique de déminéralisation est basée sur les propriétés de perméabilité sélective des membranes dites d'échange



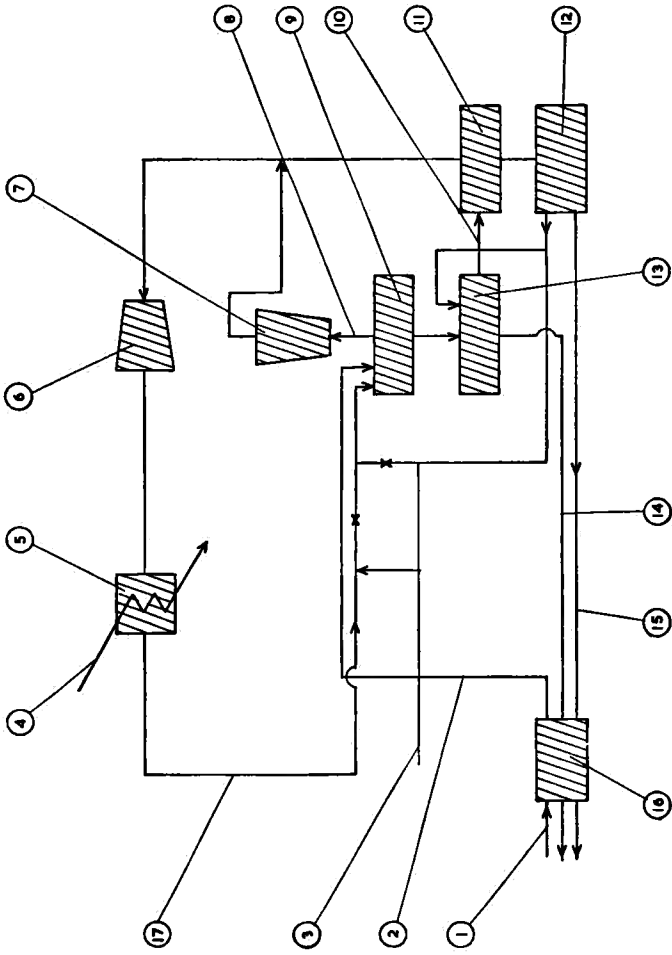


Fig. 6 — Schéma d'un congélateur à réfrigérant auxiliaire.

- 1) Eau de mer.
- 2) Eau d'alimentation.
- 3) Butane liquide.
- 4) Eau de mer froide.
- 5) Condensateur. II.
- 6) Compresseur I.
- 7) Vapeur de butane.
- 8) Congélateur.

- 10) Glaise lavée.
- 11) Cuve de fusion.
- 12) Décanteur.
- 13) Laveur de glace.
- 14) Rejet d'eau de mer.
- 15) Eau douce produite.
- 16) Echangeur.
- 17) Butane.

d'ions au passage d'un courant électrique continu dans l'eau salée, électrolyte naturel chargé d'égales quantités de cations (Mg, Ca, Na, K...) et d'anions ( $\text{SO}_4$ ,  $\text{CO}_3$ , Cl...).

Schématiquement, un électrodialyseur se compose d'un assemblage de membranes en plastique accouplées, distantes de 0,1 à 2 mm, imperméables à l'eau mais perméables alternativement et en exclusivité soit aux cations, soit aux anions. L'eau saline est propulsée de bas en haut et en parallèle dans les compartiments formés des paires de membranes de chaque sorte. Le passage du courant amené par deux électrodes terminales provoque la migration des ions positifs vers la cathode, des négatifs vers l'anode au travers des membranes accouplées, de sorte qu'un compartiment sur deux de la série est le siège d'une déminéralisation, et le suivant d'une concentration de salure.

Les membranes peuvent être à base de matières très variées, feuilles de PVC, par exemple, pour les anioniques et de polyéthylène pour les cationiques, voire en polystyrène et autres polymères de synthèse avec appropriation complexe.

D'après la loi de Faraday, la quantité de courant consommée, dont dépend le coût de la désalinisation, est proportionnelle à la quantité de sels à extraire; ce qui limite les applications du procédé à la conversion des eaux saumâtres.

#### 4. L'OSMOSE INVERSÉE

C'est une méthode de dessalement par hyperfiltration axée sur la propriété des membranes osmotiques ou semi-perméables qui laissent passer le solvant, c'est-à-dire les molécules de l'eau pure, mais interceptent les ions des corps solides en solution.

Ces membranes sont d'ordinaire constituées d'acétate de cellulose spécialement préparée comme matrice de film.

L'eau tendant au démarrage du processus à transiter naturellement de la solution la plus diluée vers la solution la plus concentrée, en raison de l'affinité des corps dissous pour l'eau pure, il s'établit finalement à l'état d'équilibre entre les deux liquides une différence de niveau correspondant à la pression osmotique. Il y a propension à l'équilibre des concentrations en sels. Ce phénomène de l'osmose, si fréquent dans la nature et connu de lon-

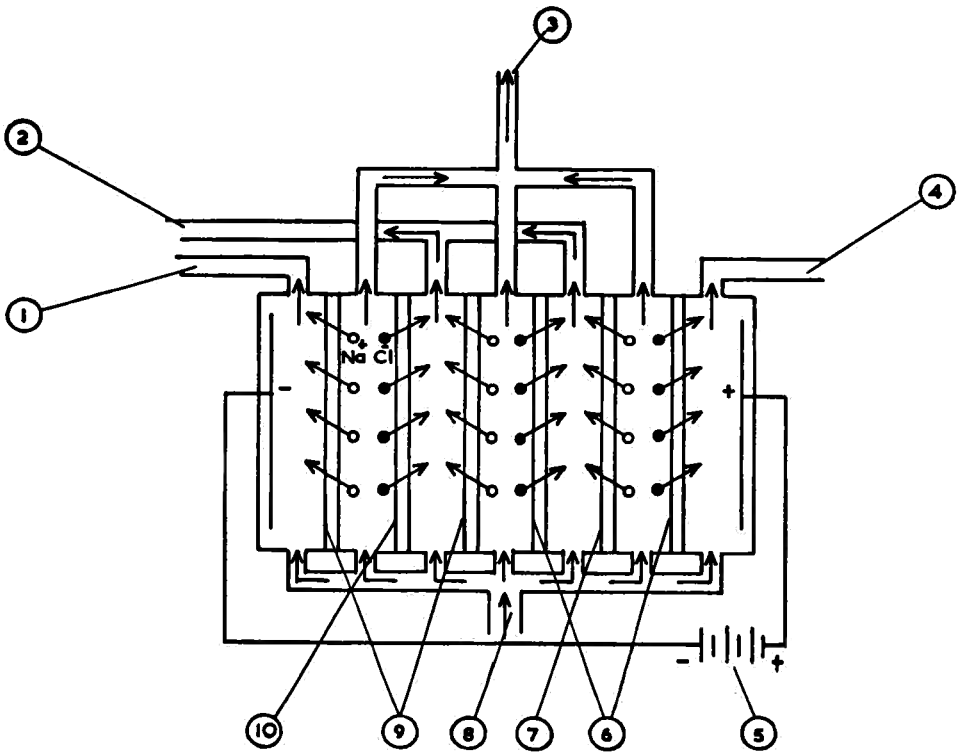


Fig. 7 — Schéma d'un électrodialyseur à membranes perméables sélectives.

- 1) Décharge saumure caustique.
- 2) Saumure.
- 3) Eau désalée.
- 4) Décharge eau chlorurée.

- 5) Source de courant continu.
- 6) et 10) Membranes anioniques.
- 7) et 9) Membranes cationiques.
- 8) Entrée eau saumâtre.

- Cation Na<sup>+</sup>.
- Anion Cl<sup>-</sup>.

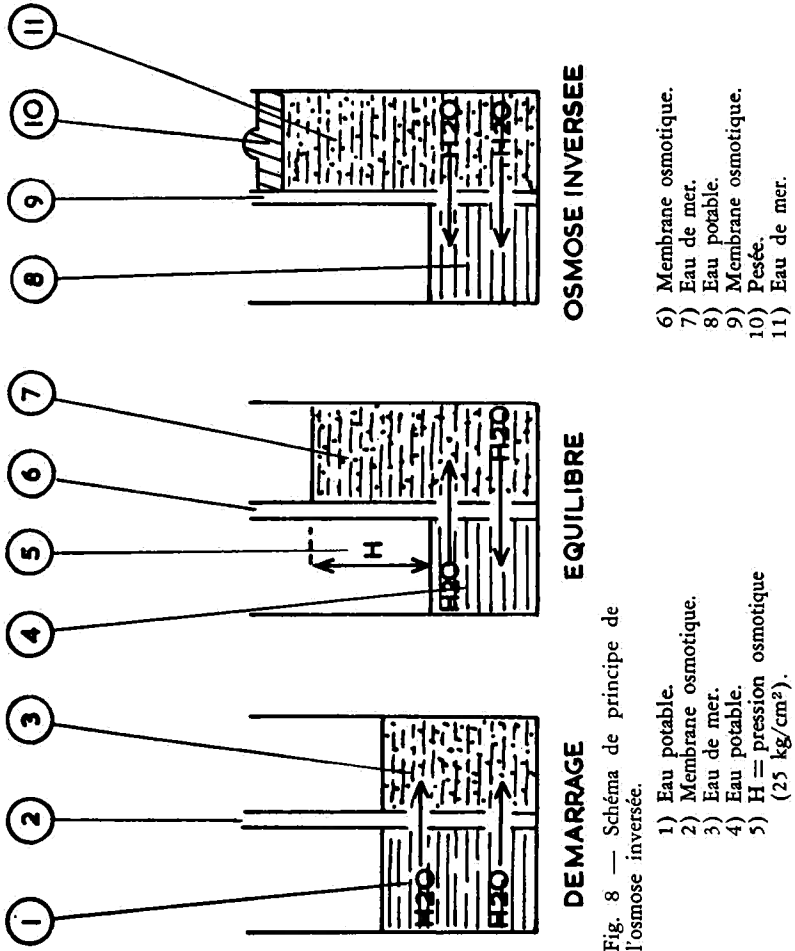


Fig. 8 — Schéma de principe de l'osmose inversée.

- 1) Eau potable.
- 2) Membrane osmotique.
- 3) Eau de mer.
- 4) Eau potable.
- 5)  $H =$  pression osmotique (25 kg/cm<sup>2</sup>).

- 6) Membrane osmotique.
- 7) Eau de mer.
- 8) Eau potable.
- 9) Membrane osmotique.
- 10) Eau de mer.
- 11) Eau potable.

gue date, est réversible de sorte qu'en appliquant de l'extérieur, sur le compartiment de solution concentrée, une contrepression égale ou supérieure à la pression osmotique d'équilibre, il est possible de freiner et même d'inverser la diffusion spontanée de l'eau de la solution la plus diluée vers la solution la plus concentrée.

Pour un interface eau de mer - eau douce, la pression osmotique à l'état stable étant de 25 bars, il faut exercer une contrepression nettement supérieure pour vaincre les pertes de charge par ultrafiltration et obtenir un débit suffisant.

Il convient d'insister sur la nécessité absolue d'un prétraitement de l'eau brute pour en éliminer les matières en suspension. Les modalités d'extraction sont celles en usage traditionnellement dans les stations d'épuration des eaux par les stades connus de coagulation, floculation, clarification et filtrage.

## 5. L'OSMOSE À DIFFUSION DE VAPEUR

Cette forme particulière d'osmose réalise la distillation de l'eau saline par diffusion spontanée des molécules d'eau à l'état de vapeur dans un mince intervalle gazeux, soit par effet de pression différentielle, soit par apport de chaleur, selon un concept inspiré de la distillation solaire.

Dans le procédé de thermo-osmose, l'innovation-clé consiste à réaliser des doublets de diffusion, composés de deux membranes: l'une d'évaporation, c'est-à-dire perméable à la vapeur, l'autre, de condensation, imperméable à l'eau, suffisamment rapprochées, qui séparent les deux compartiments successifs d'un empilage de membranes. Ce montage permet une circulation à contre-courant pour éliminer les pertes thermiques et obtenir de hauts « rapports de performance » (rapport de la quantité de chaleur utilisée à la quantité d'eau douce produite). L'apport de chaleur externe est minime.

\* \* \*

Pour clore cette brève revue, considérons les procédés dits chimiques, par ce qu'ils agissent sur les liaisons chimiques des corps. Et tout d'abord le plus familier aux ingénieurs:

## 6. LA DÉMINÉRALISATION PAR ÉCHANGE D'IONS

Essentiellement il s'agit, comme en électrodialyse, d'une méthode d'élimination directe des sels dissous, en ce sens qu'elle opère par simple filtration de l'eau saline au travers de masses granuleuses homogènes et d'une composition apte à l'échange de leurs propres ions avec ceux des sels de l'eau à traiter.

Dans les appareils modernes à double lit (« two bed ») les deux matières d'échange mises en œuvre sont d'une part des résines anioniques permettant la substitution d'ions  $\text{OH}^-$  aux anions du liquide salin — c'est la permutation hydroxyle — d'autre part des résines cationiques pour le remplacement des cations par des ions H — c'est la permutation acide.

La méthode a pu se généraliser, forte de ses anciens succès, dans les secteurs de la chimie et des centrales à haute pression.

Mais dans le cas du dessalement, la régénération des masses de résines permutantes, épuisées en fin du cycle d'échange, pose un problème difficile, vu la forte concentration de l'eau de mer en ions chlore et sodium qui postule d'opérer en plusieurs stades. C'est ce qui a motivé la création, au Japon, d'une intéressante technique de « filtration en continu sur résines d'échange ».

## 7. LA DÉMINÉRALISATION PAR FORMATION D'HYDRATES

Elle est axée sur le principe de formation de composés hydratés dits « complexes de chélation », prenant naissance par combinaison de l'eau avec certaines molécules de corps hydrocarbonés et halogénés les « clathrates-hydrates » (du grec Kleithria = treillis). Ils jouissent de cette surprenante propriété d'isoler l'eau pure par séquestration dans leurs cristaux, sans retenir les sels dissous. Le propane, parmi les hydrocarbures de faible poids moléculaire, est un agent très indiqué pour ce processus de déminéralisation.

## 8. L'EXTRACTION PAR SOLVANT

Ce procédé isole l'eau de la solution saline ou sépare les sels de l'eau par voie d'extraction liquide-liquide.

Il est basé sur le principe que l'eau douce peut être extraite de l'eau salée au moyen d'un ou plusieurs solvants chimiques capables de « dissoudre » si l'on peut dire de l'eau exempte de sel, sans perte d'identité du solvant en tant que phase séparée. Par suite il devient possible de libérer l'eau douce grâce à un accroissement de température. Il faut, en l'espèce, un solvant non miscible à l'eau et qui peut être doué d'un plus grand pouvoir de dissolution que les sels qu'elle contient. Mais là git la difficulté par suite de l'ionisation des sels dissous. Le solvant peut, au contact de l'eau salée, absorber sélectivement soit l'eau, soit le sel, selon le cas. L'acétone est indiqué à priori comme agent sélectif d'isolement de l'eau pure car il absorbe effectivement celle-ci avec plus d'avidité que les sels en solution. Il suffit, après la réaction, d'extraire le solvant de l'eau (ou du sel selon le cas) en réalisant la séparation des phases au moyen d'un simple chauffage de l'eau; ou bien des sels qu'il a retenus en solution, et de le faire repasser à travers l'eau à dessaler, par exemple dans une tour de récupération avec double circulation à contre-courant, l'eau douce s'écoulant du sommet et l'acétone injecté de bas en haut. La saumure enrichie est recueillie au pied de la tour. Par chauffage jusqu'à ébullition dans un bac de séparation, le solvant gorge d'eau se dégage en raison de sa plus grande volatilité et sa vapeur est condensée pour réutilisation dans le cycle.

## 9. PROCESSUS LIÉS À DES MODALITÉS DE RÉCUPÉRATION ÉNERGÉTIQUE

### A. *La récupération de l'énergie solaire en distillation*

L'exploitation pratique de l'énergie rayonnante émise par l'astre du jour n'est réalisable à présent que sous forme thermique par concentration et conversion dans des distillateurs solaires, apparentés aux serres classiques.

En principe, il s'agit donc du procédé le plus immédiat et du concept le plus simple de distillation par récupération de l'énergie émanant du soleil. Celle-ci représente une force noble d'énergie primaire, ubiquitaire, inépuisable et, en apparence, gratuite. Mais son intermittence et son extrême dispersion spatiale (au mieux  $1 \text{ kWh/m}^2/\text{h}$ ) rendent son stockage difficile et sa mise en valeur onéreuse. En zone torride, notamment à l'équateur le

rayonnement solaire pourrait procurer l'équivalent calorifique de 2 à 3 tonnes de houille par m<sup>2</sup> par an.

Les distillateurs solaires ont fait l'objet de recherches depuis deux décennies aux Etats-Unis, en France, dans l'Etat d'Israel. Ils sont réalisables en unités qui vont de l'échelle familiale à celle d'assez grandes exploitations agricoles (fig. voir p. 41).

Le plus simple est l'alambic à distillation du type « serre » qui réchauffe l'eau à traiter à l'intérieur d'un caisson à fond plan formé d'une surface noire sélective, d'un haut pouvoir d'absorption mais de faible émissivité thermique, de façon à capter l'énergie incidente avec le meilleur rendement. Le châssis est recouvert d'une surface transparente et décline en plaque de verre ou feuille de résine incurvée en dôme. L'évaporation lente de l'eau dans le bac donne lieu à la formation de gouttelettes qui viennent se condenser sous la surface du couvercle et sont ensuite collectées par de petits chenaux d'écoulement de l'eau douce. Le dessalement peut ainsi être réalisé de manière ingénieuse, simplifiée, en faisant circuler l'eau saline ou saumâtre à travers une série de bassins-serres combinés en une même entité, le capteur solaire et le système de distillation. La lame de verre remplit divers offices, celui de condenseur et d'écran pour freiner la réémission et les pertes par convection, tandis que la masse d'eau du réservoir constitue à la fois une surface absorbante de rayonnement et un évaporateur.

Dans les modèles très évolués des Etats-Unis et d'U.R.S.S. l'augmentation d'épaisseur de la tranche de saumure du bac portée à 30 cm a pour effet de réduire encore les déperditions, la température étant abaissée de jour et la distillation s'effectuant surtout de nuit sous l'action du rayonnement céleste.

Les collecteurs plats sont installés à même le sol ou à un 1/2 mètre au-dessus et montés en rangées parallèles d'orientation Est-Ouest.

La conjugaison de surfaces sélectives et de structures anti-rayonnantes spéciales permet d'atteindre des températures de 150° C au lieu de 95° C en modèle simple de récepteur.

Ces améliorations et d'autres ont permis d'obtenir une récupération de 30 à 50 % de l'énergie incidente, d'assurer une longue durée de service et un faible entretien. Pour renforcer la produc-



tion, des dispositifs perfectionnés opèrent par circulation forcée d'air, insufflé par ventilateur, comme agent intermédiaire pour accélérer les échanges mutuels de chaleur et de masse au profit d'une distillation plus rapide et économique.

Des concepts encore plus ingénieux de verrières de grandes dimensions sont à l'essai soit:

a) complexe de plusieurs rangées de petits appareils juxtaposés;

b) dispositif à convection forcée de l'air humide propulsé par un ventilateur, pour intensifier l'évaporation par multiple effet.

Grâce à la convection forcée, l'eau de mer préchauffée dans un échangeur-condenseur eau-air étant pulvérisée en pluie par tuyère, le rendement peut être accru de 80 à 170 % dans ce système à chenal par rapport aux appareils usuels. Mais c'est au prix de sérieuses complications et d'une cherté accrue de l'installation.

L'usage de film plastique est propice à la condensation en gouttelettes, mais avec diminution de 20 % du rendement. Le couvercle en verre transparent limite les pertes convectives. Au nombre des recherches assidûment poursuivies sur les paramètres en jeu, il faut citer le rôle des surfaces sélectives à pouvoir émissif presque nul.

En zones arides, le capteur peut être intégré à l'architecture de l'habitation, le toit d'une salle d'eau assurant par distillation le recyclage des eaux usées.

Une référence à citer, pour son ampleur relative, est celle d'une distillerie solaire-pilote de 600 m<sup>2</sup> en Turkménie produisant par jour 1.300 litres d'eau pour le bétail et dont la capacité va être triplée (compter 30-40 l/tête).

Une perspective à priori engageante consisterait dans l'utilisation de piles solaires (à l'instar de celles alimentant les satellites) en pays fort ensoleillés. Cette solution mettrait à profit la tranche dure, du bleu à l'U.V. du spectre, c'est-à-dire celle des photons de haute énergie pour un effet de photo-conductivité qui mobilise les électrons d'un semi-conducteur. L'eau pourrait être portée à 80° C au moins. Il y faudrait de grandes surfaces de capteurs solaires d'un coût tout à fait prohibitif actuellement.

L'Etat d'Israël prend figure de leader dans le domaine de la

récupération de l'énergie rayonnante pour l'irrigation notamment. Il y existe 300.000 capteurs solaires.

Pour clore ce bref aperçu du problème relevons un gain de valeur hygiénique de l'eau douce obtenue par distillateur solaire: elle est exempte de la saveur fade et déplaisante commune aux distillats issus des usines de dessalement, grâce au contact ininterrompu de l'air avec la vapeur et l'eau de condensation.

### *B. Récupération des chaleurs perdues dans les installations de force motrice*

Le problème du dessalement étant par essence celui d'une mobilisation au plus bas prix d'énergie de source thermique, électrique ou mécanique, une possibilité toute indiquée d'atteindre cet objectif est de mettre à profit les chaleurs perdues ou dégradées des installations de force motrice: groupes de propulsion des navires ou de génération électrique des centrales soit classiques, soit nucléaires.

En ce vaste domaine, la distillation peut seule s'adapter avec souplesse à la récupération d'énergie calorifique d'un niveau relativement bas de température, tenant lieu de source froide du cycle thermique. Observons que celle-ci représente la cause prédominante de la chute de rendement des centrales par l'énorme dilapidation des calories, 45 %, dans la décharge des condenseurs. Mais cette forme de chaleur sensible ne se prête guère à une récupération aisée pour la distillation en raison de l'insuffisance du gradient thermique. De même le recours à la décharge d'eau de refroidissement des moteurs diesels, évacuée vers 90 à 70 degrés selon le type, rapide ou lent.

Pour améliorer « l'économicité » du bilan, comme disent les électriciens, suivant une solution valable et pratique il faut s'orienter dans d'autres voies.

Dans le cas de centrale mixte diesel, ce seront les calories des gaz chauds d'échappement.

Maximale avec un moteur rapide, la récupération à raison de 440 kcal par kW/heure revient plus cher finalement à cause de la cherté du gasoil ou fuel léger. C'est seulement avec un moteur lent qu'elle s'avère fructueuse; la production d'eau pouvant atteindre 270 m<sup>3</sup>/jour par Mégawatt.

Dans le cas de centrale mixte à turbine à gaz, les gaz d'échap-

pement récupérés dans une chaudière où ils se refroidissent vers 150° C servent à produire la vapeur pour alimenter le poste de distillation. La production d'eau est de l'ordre de 500 à 1.000 m<sup>3</sup>/jour par mW.

S'il s'agit, cas le plus classique, d'une usine mixte à vapeur, la source de vapeur BP la plus avantageuse s'obtient par détente de la vapeur HP disponible à l'échappement de la turbine, ou par soutirage des groupes turbos, soit électrogènes pour les centrales, soit de propulsion pour les navires.

La vapeur d'échappement récupérable en distillation peut donc provenir du prélèvement aux étages BP d'une turbine à condensation normale, soit encore d'une turbine à contre-pression.

Bien entendu cette forme de production d'eau douce implique une réduction de puissance du groupe turbo-alternateur, autrement dit un accroissement du nombre de calories par kWh produit pouvant atteindre jusqu'à 60 % de la consommation normale (environ 2.200 kcal/kWh).

L'intérêt de l'économie du couplage des productions d'eau douce et d'électricité ressort néanmoins des chiffres suivants: en centrale mixte, toutes pertes déduites, la dépense énergétique de l'usine de distillation peut être réduite d'environ 50 % par rapport à celle d'une installation simple; et la production d'eau douce atteindra environ 1.000 m<sup>3</sup>/j par mW aux bornes du groupe électrogène soit 1 m<sup>3</sup> d'eau par kWh.

### *C. Récupération de la chaleur de fission nucléaire*

Elle représente sans conteste la formule d'avenir. Le recours aux nuclides ou matières fissiles comme source d'énergie primaire pour la conversion de l'eau salée puise sa justification dans le mobile crucial d'économie, qui demeure au centre des préoccupations en ce domaine. Aux Etats-Unis, pays de prédilection de la recherche, des études et réalisations sont fébrilement menées dans cette voie, avec optimisation par ordinateurs. Ce « software » porte sur l'utilisation de diverses filières de réacteurs, en couplage avec différents types d'évaporateurs de grande capacité. C'est avant tout la dimension des unités de dessalement qui conditionne le coût de l'eau produite. Et les centrales mixtes faisant appel aux prodigieuses possibilités de la fission de l'atome permettent les plus puissantes concentrations d'énergie. De plus,

malgré la chaleur latente engagée dans les réactions, les procédés nucléaires sont régénératifs, de telle sorte que la consommation d'énergie est, en principe, réductible dans une large mesure. Nous y reviendrons.

En toute hypothèse, la production conjointe d'eau et d'énergie motrice (à bord) ou électrique (à terre) permet de procurer de l'eau dessalée au prix le plus bas, si l'installation a été conçue à cette double fin. Mais toute médaille a son revers. Et le couplage d'une centrale utilisant la thermie nucléaire avec une usine de dessalement n'est pas exempt de certains inconvénients spécifiques. Mis à part le problème épineux d'équilibrage des productions d'eau et d'énergie, d'ailleurs commun à toute installation à double objectif.

L'installation d'une centrale de l'espèce se heurte à une difficulté de sélection du site d'implantation du fait des objections écologiques devenues fréquentes depuis que l'environnement a pris figure de sujet privilégié de discussions. Des oppositions de forme parfois violente peuvent imposer un écartement considérable de la zone de consommation.

Une autre sujétion c'est l'étirement considérable du planning des études et de l'exécution.

## II. CARACTERISTIQUES COMPAREES DES PROCÉDES D'ADOUCCISSEMENT DES EAUX SALINES

### 1. *Comparaison des techniques distillatoires*

Examinons en premier lieu le large éventail des techniques distillatoires car celles-ci conservent au fil des années leur suprématie incontestée pour la production d'eau douce à l'échelon industriel. Elles ont en exclusivité le privilège de produire intrinsèquement de l'eau pure, dont la potabilité n'est pour ainsi dire pas influencée par la concentration en sels de l'eau brute.

Cependant, il faut bien convenir que techniquement les progrès enregistrés depuis une décennie demeurent minimes. Sur le plan de l'amélioration si importante du taux de transfert calorifique aucune innovation transcendante n'est à signaler. Le multi-flash en particulier n'a nullement évolué dans sa structure essentielle. Par ailleurs, le recours à un fluide d'échange, à des pro-

moteurs de condensation, au raclage des faisceaux à tubes cannelés et autres concepts « progressistes » demeurent confinés au niveau des recherches.

Au passif il faut mentionner les difficultés de régulation des températures et des pressions dans les systèmes à multiples effets, les inévitables et dures sujétions de prétraitement et d'immunsation par acidification avec ou sans appoint de phosphate sodique et dégazage d'O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> et N<sub>2</sub>, afin d'obvier à l'entartrage et à la corrosion des bouilleurs. Notamment le Ca SO<sub>4</sub> est particulièrement incrustant du fait de la température maximale atteinte, qui doit être limitée entre 110-120° C. A signaler aussi la nécessité de corriger par un post-traitement le distillat pour le rendre potable, par voie d'aération et de reminéralisation notamment au bicarbonate de soude et chlorure de calcium, consécutives souvent à une chloration et à une filtration sur charbon actif pour l'élimination des goûts et odeurs éventuels dus à certains composés volatils. L'élimination des effets de pollution peut entraîner un surplus de dépenses d'investissement: jusqu'à environ 1/3 du coût de l'usine de distillation si le choix de la prise d'eau laisse à désirer.

#### *A. La distillation par évaporateurs à tubes submergés*

Ce procédé est aujourd'hui déphasé, sauf pour des cas fréquents dans la marine et depuis plus d'un siècle. A bord la récupération de chaleur constitue une source d'énergie fort économique sous forme de vapeurs dégradées des turbines, ou des gaz chauds de décharge des diesels, pour l'alimentation de bouilleurs à faisceaux noyés, parfois à simple effet.

Le défaut congénital de cette technique est de mettre en œuvre des surfaces d'échange excessives travaillant sous trop faibles écarts thermiques, ce qui signifie investissements onéreux et difficultés d'entartrage.

La consommation spécifique d'énergie, c'est-à-dire l'énergie thermique requise par kilo d'eau dessalée, est énorme, pouvant atteindre jusque 600 kcal/kg env. pour un bouilleur type marine à faisceaux noyés simplifiés, et au minimum de 90 à 100 kcal/kg en multiple effet avec un poste de 7 cellules, ce qui est trop, et un appoint d'eau de 3 fois la production. Ces données sont à

rapprocher du minimum théorique découlant des lois de la thermodynamique et commun à tous les procédés de dessalement sans exception, soit 0,55 kilo-calorie environ par litre d'eau douce ou 0,74 kilowattheure par mètre cube d'eau.

Si le procédé pêche par sa médiocrité de rendement et ne se prête pas à une multiplication économique du nombre d'étages au-delà de 6 à 7 éléments par déficience d'effets de turbulence dûs aux écarts thermiques, il est doué d'une remarquable stabilité de fonctionnement et d'une haute souplesse de production lui conférant une aptitude particulière à une exploitation en régime variable.

### B. *Le procédé L.T.V.*

Les applications au dessalement se limitent à quelques références peu importantes à l'opposé de celles, associées au nom de l'inventeur français Kestner, fréquentes en génie chimique dans les industries sucrières et celles du sel, de la pâte de bois, ainsi qu'en marine. Des tenants du système le considèrent néanmoins pour assuré de perspectives encourageantes, tandis que le multiflash ne ferait que poursuivre sur sa lancée, à la faveur de l'acquis technologique d'un nombre d'exploitations, il est vrai, sans cesse croissant. Ils font état d'une amélioration du transfert thermique, d'une économie de prétraitement et d'une souplesse de marche.

### C. *La distillation à détente étagée ou multiflash*

L'application du concept de détente éclair permet une réduction des surfaces d'échange, donc du nombre des échangeurs et des pompes intermédiaires. Il en résulte une meilleure concentration de l'équipement, une atténuation de l'entartrage et de la corrosion. Militent aussi en faveur du procédé MF, un moindre écart des températures de sortie d'eau douce et d'entrée d'eau saline au premier étage, ainsi que le recyclage itératif de la saumure qui, malgré certaines critiques, offre l'intérêt d'une récupération élevée de chaleur (90 %), avec réduction subséquente des frais de dégazage et de prétraitement. L'agencement de l'installation est simplifié du fait de la limitation des composants mécaniques à des pompes de circulation d'eau.

Au passif du système, il faut faire état d'une haute sensibilité aux facteurs influençant l'exploitation du poste tels que les fluctuations de la demande, donc du débit, le degré d'utilisation, les caractéristiques de la vapeur de chauffage primaire, de la température d'eau de réfrigération et par suite la régulation des écoulements entre cellules. Cette complexité du service des évaporateurs en cascade est telle qu'elle incite à prévoir l'optimisation par ordinateurs.

Mais en fin de compte, la somme des avantages l'emporte. Outre que le procédé s'accommode de l'utilisation d'énergie à de faibles températures (80 à 120° C) donc plus ou moins dégradée, le rendement thermique est excellent. Il se traduit par des seuils très élevés du « rapport de performance ». Cette notion, qui caractérise la productivité d'une entité de dessalement, est le rapport poids d'eau dessalée/poids de vapeur consommée. Soulignons qu'il s'agit de vapeur censée saturée sèche à 540 kcal. Dans un souci de précision, il faudrait donc dire rapport eau produite/chaleur utilisée, car celle-ci varie selon l'état de la vapeur et devient minimale s'il s'agit de vapeur saturée B.P. Les taux de performance peuvent atteindre des records effectifs jusqu'à 20 contre 10 seulement pour le L.T.V. et la consommation spécifique tomber à de bas niveaux, mais au prix d'un accroissement rapide des surfaces d'échange et du nombre d'étages. En pratique elle atteint au moins 50 kcal/kg. Mais la limitation pratique du gradient de température requis pour l'échange de chaleur entraîne celle du nombre d'étages et par suite du rapport de performance, entre 12 à 16. Il s'en suit une réduction du débit d'eau saline. Cependant le coefficient de recirculation, déduit du rapport entre les 560 kcal (de chaleur de vaporisation) et 70-80° C (d'écart des températures des sources chaude et froide), reste supérieure à celui du L.T.V. Il en est de même pour le rejet de saumure.

Dans le multflash, non seulement l'amélioration du gradient de température dans la série d'échangeurs de chaleur correspondant à des pressions différentielles dégressives assure d'excellentes performances thermiques, mais elle permet aussi un allègement sensible et une importante réduction du coût de construction. Ceci confère au système un haut « degré de disponibilité ».

Ajoutons-y l'argument de continuité qui milite en faveur des installations à série de modules juxtaposés identiques.

Une application à l'échelle pilote de 1.500 m<sup>3</sup>/j a été testée à Nieuport.

#### D. *La distillation par compression de vapeur*

En raison du rendement élevé de son cycle thermo-dynamique, cette technique n'exige qu'une minime dépense de combustible. Elle bénéficie d'un faible encombrement par unité de production, s'accommode de l'usage de moteurs à combustion interne ou électrique, se prévaut d'un taux élevé de production unitaire: 200 kg d'eau douce par kg de fuel oil contre 70 kg dans les procédés rivaux. Par suite de ce haut rendement, le système ne requiert pas de refroidissement de l'eau pour condenser la vapeur, le seul courant d'eau perdue étant celui de vidange.

Le seuil économique de consommation d'énergie se situe vers les 10 kWh/m<sup>3</sup>. Certes, il s'agit d'énergie électromécanique, c'est-à-dire de forme transcendante, onéreuse. Mais elle demeure à un niveau spécifique acceptable par rapprochement avec les autres méthodes de distillation et compte tenu des performances de rendement atteintes actuellement dans les centrales électriques.

Il est à noter que sur le plan thermodynamique, comme la température de condensation est supérieure à celle d'évaporation, l'énergie libérée par la condensation de la vapeur est immédiatement transférée à l'eau saline mise en ébullition. De ce fait, seule l'énergie issue de la compression de la vapeur suffit théoriquement aux besoins du cycle.

Comme en distillation éclair, un gain sur la consommation d'énergie peut être obtenu ad libitum, s'il est admis de consentir à une augmentation des surfaces d'échange, en l'occurrence par fonctionnement avec de plus bas taux de compression.

Le procédé se caractérise essentiellement sur le plan opératoire par une simplification du cycle thermodynamique. Il en résulte une moindre complication du matériel en raison de la possibilité de renoncer à une multiplicité d'étages et par suite de réduire les dépenses d'investissement. En effet le rapport de performance



peut être accru par rapport au multiflash et la surface d'échange réduite en conséquence.

Un autre avantage de la thermocompression est de n'exiger qu'un débit de circulation d'eau de mer nettement moindre, réductible au 1/4 de celui nécessité pour le fonctionnement des usines de distillation flash ou autres.

Il devient possible d'envisager, dans ces conditions, le prélèvement de ce débit d'eau de mer par exemple sur la décharge des condenseurs d'une centrale thermique sans devoir installer une station de pompage auxiliaire.

Un appoint d'eau de réfrigération peut être évité par ce que le préchauffage de l'eau peut être obtenu à partir du rejet de saumure et de l'eau dessalée. Mais un apport de chaleur externe n'en est pas moins nécessaire, comme en distillation éclair, du fait que la perte de calories ou rejet dépasse la quantité de chaleur engendrée par la thermocompression. En contre-partie, le procédé bute sur des prohibitions à caractère technique qui le rendent complexe, délicat, exigeant une énorme consommation d'énergie noble sous forme d'entraînement du compresseur, lequel doit être de haut rendement et d'excellente construction. Etant donné que la vapeur à basse pression présente un grand volume spécifique, il s'agit effectivement de comprimer de très importants débits de vapeur de l'ordre d'environ 210 m<sup>3</sup>/heure par tonne d'eau dessalée.

Il tombe sous le sens que le grief perd de son importance dès qu'il s'agit de production réduite d'eau douce n'exigeant qu'un moindre taux de compression et des engins peu importants.

Une solution alternative réside dans l'utilisation d'éjecteurs à vapeur en substitution d'un groupe moteur-compresseur pour la compression de volumes considérables avec faculté d'utiliser de l'énergie dégradée au lieu d'électricité, forme anoblie mais coûteuse. Les tenants du système se prévalent d'une réduction considérable de l'entretien et d'une haute fiabilité. Mais le rendement serait médiocre.

Les difficultés d'ordre mécanique inhérentes à la compression ont jusqu'à ce jour limité la production d'eau douce sous un seuil de 500 m<sup>3</sup>/jour au grand maximum. Le rapport de performance RP pourrait être presque doublé par rapport à la distillation

étagée et serait susceptible d'atteindre jusqu'à 25. Mais il est devenu également possible, avec les évaporateurs multiples, à détente éclair, d'obtenir d'excellents RP sans recourir à la compression de vapeur avec ses lourdes sujétions.

L'exploitation d'un poste à thermocompression est délicate en raison du fait qu'il ne peut fonctionner convenablement que dans de faibles limites de relèvement de température sous peine de s'exposer à une forte diminution de rendement par effet d'entartrage compromettant l'échange calorifique. Le procédé apparaît très sensible aux pertes calorifiques par rejet de saumure et rayonnement externe. Ce sont là deux facteurs de complexité échappant à l'action de l'exploitant.

Dans la suite nous mettrons en évidence l'intérêt économique que présenterait l'alimentation en vapeur B.P. d'un groupe compresseur en service de centrale mixte nucléaire, solution qui semble prometteuse.

#### *E. Le procédé distillation par contact direct et échangeur liquide-liquide*

A ne mentionner qu'à titre documentaire, la technologie n'ayant pu bénéficier jusqu'à présent d'une mise au point satisfaisante face à un double problème: la contamination de l'eau douce par contact avec l'huile, agent d'échange thermique, et la récupération intégrale de ce fluide, soumis à des pertes par diffusion. Le système n'a pu être commercialisé.

#### *F. Le procédé H.T.M.E.*

Ce procédé, apparenté au L.T.V., est d'invention assez récente, fruit d'essais préliminaires entrepris à l'usine-pilote du célèbre O.S.W. (Office of Saline Water) à Wrightville Beach en Caroline du Nord. En Belgique, un projet émanant d'un syndicat composé d'organismes de distribution dont la T.M.V.W. et l'EBES, prévoit l'installation de 2 tours de dessalement de  $2 \times 10.000 \text{ m}^3/\text{j}$ . Deux prototypes ont fait l'objet de tests très minutieux aux 2 centrales de l'EBES à Slykens près d'Ostende en premier lieu, et dernièrement à la centrale nucléaire de Doel selon le concept de « Gravity flow » ou flux descendant, l'eau de

mer ruisselant en pluie sur les parois externes des tubes des échangeurs. C'est précisément cette distribution en pluie de la saumure qui engendre une turbulence avec un accroissement considérable du nombre de centres de nucléation de vapeur. Il en résulte une amélioration importante du coefficient d'évaporation et, par suite, du coefficient d'échange calorifique doublé par rapport au multiflash, soit 2. Ce gain est encore accru du fait d'un rapprochement des tubes choisis d'un petit diamètre. Ainsi, sous le rapport du transfert thermique le procédé l'emporte sur les autres concepts de distillation. Un balayage de l'ensemble des tubes, obtenu en provoquant un appel de vapeur à travers ceux-ci vers le réchauffeur d'eau saline, évite l'accumulation des gaz incondensables.

D'autre part, le montage en tour, par superposition des effets, rendu possible de par la disposition horizontale des faisceaux tubulaires (appliquée aussi dans le Multiflash) permet de supprimer des pompages intercalaires entre les effets comme de rendre aisée l'extraction des tubes et de réduire dans une large mesure l'encombrement du poste au sol.

Dans le L.T.V. au contraire, la disposition des faisceaux est verticale et le détubage moins commode. La multiplicité d'effets échelonnés à même le sol donne lieu à une répétition désavantageuse des pompages entre effets. Une superposition de ceux-ci permettrait de pallier à cet inconvénient, mais impliquerait une hauteur démesurée de tour vu le sens d'écoulement d'eau saline de haut en bas, et de toute manière ne dispenserait pas de devoir recourir à des pompages entre cellules les plus froides afin d'assurer un cyclage suffisant.

Même avec le recours à des tubes cannelés, le L.T.V. ne peut rivaliser avec le H.T.M.E. utilisant de simples tubes lisses sous le rapport de transfert de chaleur.

Les promoteurs du H.T.M.E. dressant un tableau comparatif se prévalent d'autres avantages par rapport au multiflash: réduction des surfaces d'échange consécutive à l'amélioration du coefficient de transfert de chaleur, réduction considérable à 1,5 au lieu de  $\pm 10$  du rapport de débit de circulation à celui d'eau desalée, donc aussi de la puissance de pompage; de même des opérations de pré et posttraitement par suite d'un rapport débit

d'appoint/débit d'eau dessalée moindre, 1,5 au lieu de 2; diminution du débit de rejet de saumure par suite d'une concentration accrue à 3 contre 2 en flash; réduction des risques d'incrustation par suite de moindre concentration de la solution saline à haute température par rapport à celle d'eau de mer, soit 1 contre 1,7. Absence d'encrassement des tubes et sécurité accrue.

Dans l'éventualité d'une panne de l'installation de dessalement H.T.M.E., comme le flux d'eau saline y est extérieur aux tubes d'échangeur, parcourus intérieurement par la vapeur, le blocage de ces tubes n'est pas à envisager. Le contrôle en est très facile de même que l'enlèvement de dépôts, moins probables à condition d'appliquer un prétraitement chimique adéquat.

### G. La distillation par insolation

En dépit des difficultés qui affectent le captage, l'emmagasinement, et la conversion de l'énergie solaire sous forme de travail utile de dessalement, la méthode n'en garde pas moins ses promoteurs, dont l'enthousiasme frise jusqu'à l'engouement fébrile pour remédier à la disette d'eau qui, avec la faim, son inséparable commensal, sont le fléau des régions arides.

Dans la pratique, un distillateur solaire du type serre classique, n'est capable que de très petites productions d'eau pure par unité de surface utile (3 à 4 litres par  $m^2$  et par jour). Pour un débit tant soit peu appréciable, il requiert de vastes aires de collecte et,

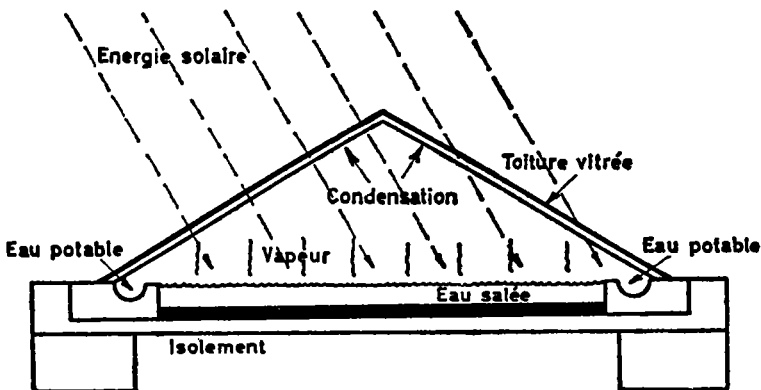


Fig. 9 — Appareil de distillation simple, utilisant l'énergie solaire pour convertir l'eau salée en eau potable (Réf.: n° 66).

par suite, une grande quantité de vitrage et d'équipement, même en cas de substitution du plastique au verre usuel. Ces sujétions en rendent le coût rapidement prohibitif, par suite d'un trop médiocre rendement de conversion.

#### H. *La production combinée d'eau douce et d'électricité*

Cette solution, la plus en faveur actuellement, permet en principe de bonifier l'économie du bilan pour diverses raisons: les unes thermodynamiques et d'autres d'ordre pratique; rappelons par exemple la concentration du personnel préposé à une tâche dédoublée.

Les avantages les plus saillants qu'il faut épingle à son actif restent le gain sur la dépense de combustible, et la réduction du prix de revient. Il y a gain, parce qu'il est possible de faire servir la production d'eau douce comme tampon aux variations de la demande de courant pour niveler les diagrammes de charge. La quantité d'énergie thermique requise pour produire simultanément des quantités d'eau et d'électricité peut être réduite dans une proportion de 20 % à 50 %, par rapport à ce qu'auraient exigé les productions séparées de chacune d'elles, soit jusqu'à 10 kWh par m<sup>3</sup> d'eau dessalée avec une production d'électricité de 2.260 kcal/kWh.

A cette fin, il est possible d'utiliser l'énergie thermique issue du cycle vapeur des étages basse pression d'une turbine ordinaire, ou celle de l'eau chaude de décharge, les calories des gaz chauds de groupes Diesel, de turbines à gaz ou « turbojets ». La solution la plus courante consiste à utiliser pour la génération d'électricité la haute enthalpie de la vapeur haute pression (160 bars - 560° C) dans les turbines et d'affecter les thermies résiduelles de la vapeur basse pression à la production d'eau dessalée, incompatible avec l'utilisation de vapeur à hautes caractéristiques. Cette combinaison permet d'évidentes économies sur la consommation d'énergie et les dépenses en capital fixe.

En variante peut être utilisée l'énergie calorifique des eaux résiduaires d'une centrale avec réfrigération par l'eau saline, solution qui procure conjointement une réduction de la pollution thermique.

Une autre solution consiste à prélever de la vapeur vive d'une chaudière pour actionner un groupe turbo-compresseur servant à la thermocompression ou au dessalement par congélation avec un gaz frigorigène; ou encore un groupe électrogène à courant continu pour l'électrodialyse.

Dans le cas d'usine mixte où le poste de dessalement devient l'auxiliaire d'une centrale électrique et spécialement s'il s'agit d'une centrale nucléaire, le procédé par thermocompression offre l'avantage de rendre le circuit thermodynamique du poste de distillation non tributaire du cycle vapeur de la centrale électrique.

De même permet-il d'assurer l'indépendance des deux fonctions de l'usine mixte: dessalement d'eau-génération d'électricité.

Le critère d'autonomie est donc satisfait (sous la seule réserve de l'alimentation électrique du groupe compresseur) et l'exploitation mixte gagne en souplesse en rendant plus aisé le problème du démarrage. Cette solution n'est à envisager au stade actuel, redisons le, que pour des puissances limitées et des productions d'eau n'excédant guère 500 m<sup>3</sup>/jour.

Mais d'une manière générale l'exploitation d'une centrale à double fin ne va pas sans soulever d'épineux problèmes économiques et techniques. En principe, il faudrait opérer en régime stable, à charge assez régulière, ce qui implique de maintenir entre des limites acceptables le rapport des besoins d'eau douce et d'électricité. En pratique ce rapport est susceptible d'évoluer selon le genre d'installation en fonction du taux de performance et des caractéristiques de la vapeur d'alimentation.

Un des problèmes d'exploitation les plus complexes reste celui de l'ajustement de la marche des unités coopérantes, groupes électrogènes et appareils de dessalement, aux demandes d'eau et d'électricité, par suite de la discordance entre les fluctuations respectives des consommations selon les heures d'une même journée, les jours de la semaine, les saisons et la succession des années.

En cas de surproduction d'eau momentanée, en raison d'une baisse de la demande, le stockage de l'eau douce est aisé à réaliser au moyen de réservoirs de capacité suffisante, afin d'éviter le gaspillage très dispendieux d'un rejet à la mer de l'eau en excé-

dent. Cet emmagasinement de l'eau produite permet une égalisation relative des disparités dans les diagrammes de charge, à l'opposé de l'électricité qui exige une capacité de production accrue pour faire face aux pointes. Il importe, en tout cas, de disposer d'une réserve suffisante d'eau douce, attendu que sa production peut être interrompue à la suite de pannes du côté centrale électrique. Du côté poste de dessalement, l'éventualité de pannes n'est pas davantage à exclure par suite de divers incidents tels que l'attaque des faisceaux d'échangeurs par corrosion ou érosion ou effets galvaniques, le blocage par des incondensables, les dépôts d'écailles de rouille, l'obstruction par des algues ou animaux marins, des pollutions accidentelles, vibrations, etc.

Pour faire face à ces causes d'arrêt fortuit, l'installation d'unités supplémentaires de réserve apparaît d'élémentaire prudence.

Les aptitudes d'une centrale à vapeur mixte du type classique à éprouver les fluctuations de la demande d'énergie peuvent être les mieux assurées grâce à l'adjonction d'un poste auxiliaire de détente et de désurchauffe monté en parallèle avec le groupe électrogène: toute baisse de la demande de puissance électrique entraîne celle du débit de vapeur admis à la turbine, mais l'apport d'énergie calorifique de récupération demeure constant à l'entrée du réchauffeur de distillation grâce à l'intervention du poste détenteur-surchauffeur.

Lorsqu'il s'agit d'une centrale mixte équipée de turbines à gaz, la souplesse d'exploitation apparaît moindre parce qu'une chute de la puissance électrique appelée donne lieu à une réduction du débit de gaz d'échappement de la turbine et par suite de l'énergie thermique récupérable admise au poste de distillation. Du même coup la production d'eau douce diminue. Il ne devient possible de remédier à cet inconvénient que par recours à une source calorifique d'appoint très onéreuse. Par contre les frais d'investissement devenant moindres pour la turbine à gaz que pour le groupe vapeur, il y a une certaine compensation à chiffrer. Il est aussi de notoriété que la turbine à gaz offre des avantages spécifiques tels que: facilités d'installation et simplicité de fonctionnement. Mais elle ne peut, à défaut d'une robustesse suffisante, convenir qu'à la couverture des pointes en réseau et non à un service de base.

Dans le cas de jumelage d'une centrale atomique et d'une usine de distillation, peut se manifester une interaction difficile à juguler entre les productions conjointes d'eau et d'électricité, en raison de l'importance des prélèvements de vapeur vive au soutirage de la turbine. L'équilibre des quantités d'eau et d'électricité débitées est compromis, l'eau seule pouvant être stockée tandis que la puissance électrique aux bornes de l'alternateur ne cesse d'osciller en fonction des imprévus de la courbe de charge.

Cette impossibilité de moduler à tout instant l'équilibre des demandes respectives peut être tournée par l'utilisation de l'énergie électrique pour actionner des groupes thermo-compresseurs de distillation, tout en maintenant la production d'eau. La consommation d'énergie n'intervient que sous une forme exclusivement électrique au profit de la souplesse d'exploitation, de l'économie de marche et de celle d'investissement.

## 2. *Les techniques d'adoucissement des eaux saumâtres*

Dans ce groupe nous retiendrons seulement:

### a) *Les procédés de congélation*

Par rapport aux procédés de distillation, celui de la congélation bénéficie théoriquement de certains avantages:

1. économie potentielle de combustible pour la mutation de phases eau et glace (120 frigories contre 700 calories pour vaporiser un litre d'eau);
2. possibilité d'opérer à de basses températures et pressions, ce qui permet de minimiser les effets de corrosion et dépôts incrustants;
3. simplification intrinsèque de l'appareillage par suppression des surfaces métalliques d'échange, et par suite, meilleur rendement;
4. abaissement sensible des frais d'exploitation et d'entretien;
5. maintien de la vitalité de l'eau, non carencée comme l'est celle de distillation, qui est une eau biologiquement morte, privée de tous ses sels et oligoéléments indispensables à la vie. De plus, l'eau dessalée garde sa fraîcheur tandis que le distillat sort vers 30 à 40° C des évaporateurs.



Mais un inconvénient très dur à maîtriser gît dans la complexité d'exploitation et de réglage tant au niveau de la cristallisation que celui de l'isolement des cristaux de l'eau douce solidifiée de la saumure à laquelle ils adhèrent. Cette seule cause de rétention de nature technique handicape considérablement l'expansion commerciale par le froid. Quel que soit le système de congélation adopté, les possibilités actuelles restent bloquées par une insuffisance d'effet utile de la conversion, la production d'eau douce restant faible s'il faut atteindre un taux de désalinisation suffisant.

Enfin, le recours à un agent frigorigène du groupe butane ou propane requiert des mesures de sécurité.

La congélation ne jouit actuellement que d'un nombre restreint d'application aux Etats-Unis en Israël et au Japon.

#### b) *L'électrodialyse*

Jusqu'à ce jour, leader des procédés à membranes, l'électrodialyse pourrait être détrônée par l'osmose inverse. Elle ne convient qu'au traitement des eaux saumâtres, de faible salure, avec une dépense d'électricité élevée, variable en fonction des salinités et de la qualité de l'eau à obtenir. Une sujétion très gênante sous ce rapport résulte des effets conjugués de la résistance électrique des membranes et de leur polarisation dont résulte un accroissement de la dépense d'énergie. Une autre difficulté gît dans la fabrication des membranes qui n'interceptent pas en totalité le passage d'ions qu'il faudrait stopper.

Les membranes se révèlent vulnérables à certains éléments chimiques (fer et ses composés) tenus comme « poisons » ou à des organismes étrangers (algues, bactéries...) présents dans l'eau saline. Cette servitude implique l'obligation d'un prétraitement assez coûteux.

A défaut de remédier à ces diverses sujétions, la méthode pourrait être condamnée à une certaine stagnation par rapport à d'autres procédés plus compétitifs. Des recherches en cours font entrevoir d'intéressantes perspectives pour les membranes composées à base de polyène ou de téflon.

Divers perfectionnements apportés ces dernières années aux appareils d'électrodialyse ont permis d'en renforcer l'efficacité: entr'autres la limitation des fuites de courant, l'abaissement de la résistance électrique des membranes (donc des cellules), et l'amélioration de leur perméabilité, dans le but de réduire la consommation d'énergie. Une diminution de résistance des cellules peut être obtenue par préchauffage de l'eau brute dans des échangeurs de chaleur traversés par les eaux déminéralisées et les eaux concentrées sortant de la cellule. Ce transfert thermique fait tomber rapidement la résistivité de l'eau, de 2° pour chaque degré d'élévation de température. Il y a réduction concomitante de la résistance intrinsèque des membranes.

Des applications à une échelle modeste au Moyen Orient et en Afrique du Nord méritent mention; en U.R.S.S. elles sont nombreuses.

### c) *L'osmose inverse*

Cette méthode d'hyperfiltration a bénéficié aussi d'une série de perfectionnements et a déjà pris rang, depuis peu, parmi les techniques commercialisables pour les petites productions, et jusqu'à des fins domestiques (appareils ménagers peu encombrants). Encore trop onéreuse pour le traitement d'eau de mer, elle peut convenir au dessalement des eaux de salinité moyenne avec l'avantage de procurer directement l'eau douce sans changement de phase ni de température, et sans traitement chimique. Il suffit de faire agir de l'énergie mécanique de contre-pression, l'appareil étant mis en marche avec une simple prise de courant pour le groupe. Plaident en faveur de cette élégante technique, des avantages d'élimination du prétraitement (sauf présence de fer ou basicité élevée). L'hyperfiltration élimine non seulement les sels mais la plupart des autres éléments dissous, les métaux lourds, les isotopes radioactifs, les matières organiques, acides humiques, pesticides et jusqu'aux infiniment petits: microbes et virus.

Il subsiste, par contre, certaines difficultés à surmonter. Il s'agit de la capacité physique des membranes de résister à de fortes pressions hydrauliques (50 à 100 bars) et de la grande sensibilité des dites membranes aux dépôts et impuretés avec

risques d'obstruction de leurs pores d'un calibre infime (de l'ordre de quelques angströms).

La recherche fondamentale est complexe et ses déductions obscures.

Un modèle fait admettre une répulsion électrique au niveau des pores en fonction de leur diamètre, de la constante diélectrique de la membrane et de la charge ionique.

Certaines caractéristiques techniques sont communes aux divers procédés à membranes. Leur champ d'application se limite au traitement de petites quantités d'eaux saumâtres, sous peine d'accroître la consommation d'énergie, fonction de la quantité de sels à extraire. Ces procédés opèrent à la température d'ambiance ce qui exclut des pertes calorifiques externes à l'opposé des techniques de distillation et de congélation, régies d'ailleurs par des lois thermodynamiques et non par des considérations de technologie.

Il faut enfin évoquer la nécessité du renouvellement des membranes après une certaine durée de service. Le moindre défaut en service, oblige à démonter entièrement une cellule déficiente, opération délicate exigeant du personnel entraîné.

Au stade actuel cette thermique d'avenir prometteur, semble cantonnée dans une phase expérimentale.

#### d) *L'osmose à diffusion de vapeur*

Demeuré à l'état embryonnaire, ce procédé apparaît séduisant par sa simplicité, son faible coût et ses rapports de performance.

Une variante dite thermo-osmose a fait l'objet d'une expérimentation au Centre d'Etudes d'Heverlee, puis dans le secteur privé par M. Heynderickx, l'inventeur. Selon ses vues « un doublet de diffusion d' $1 \text{ m}^2$  (c'est-à-dire un couple de surfaces évaporatrices et de surfaces de condensation très rapprochées) travaillant comme un distillateur solaire mais de façon continue durant 24 heures, produirait  $15 \text{ m}^3$  d'eau douce par jour, étant alimenté en eau chaude à  $60^\circ \text{C}$  et refroidi à  $20^\circ \text{C}$ . Ce qui serait intéressant. Mais la méthode n'a pas encore pu être mise en application.

### 3. *Les procédés chimiques*

#### a) *Le dessalement par échange d'ions*

Cette méthode d'élimination des sels de l'eau salée se confine dans le domaine de la déminéralisation « très fine » des eaux de chaudières à hyperpression, mais n'a pas de débouché pour le traitement des eaux de mer et très peu pour celui des eaux saumâtres.

Limitée aux applications des eaux à faible charge en sels dissous, la déminéralisation par voie d'échange ionique permet de recueillir de l'eau de haute pureté (de l'ordre de 1.000 ppm).

Dans le cas d'eaux à forte salinité, telle l'eau de mer, le procédé devient onéreux et inaccessible eu égard aux difficultés de régénérer les résines d'échange en présence de fortes teneurs de NaCl.

#### b) *Les procédés d'extraction par gaz hydrates et par solvants*

Ces procédés n'ont pas encore reçu d'application commerciale. Ils semblent susceptibles de développement à la faveur du know-how en cours mais dont les résultats font défaut.

### III. ASPECTS ECONOMIQUES DU DESSALEMENT

#### 1. LE PROBLÈME DU PRIX DE REVIENT

A la base de toute option pour un procédé de dessalement, l'on discerne un critère capital c'est la hauteur du prix de revient auquel l'exploitant sera confronté. Tous les efforts en ce domaine convergent sans exception dans la perspective d'une contraction des prix vers un niveau compétitif.

Dans cette optique, la sélection des procédés qui s'offrent au choix ressortit de plusieurs éléments essentiels:

- a) la valeur de l'eau brute à traiter, et son degré de salinité ainsi que la composition de l'eau douce obtenue;
- b) l'importance du volume d'eau à produire journallement, et le taux de croissance prévisible qui conditionnent les investissements de départ;
- c) les coûts locaux de terrain, de construction et d'équipement;
- d) les prix des matières premières d'exploitation: l'eau brute à traiter, l'eau de réfrigération, le combustible, l'énergie, les réactifs;
- e) les prix du matériel de rechange;
- f) les frais de prétraitement et ceux de post-traitement éventuels;
- g) les dépenses directes et indirectes de personnel;
- h) les incidences de la courbe de charge annuelle en fonction de la durée d'utilisation, et aussi celles des conditions climatiques.

Il faut encore tenir compte des frais de stockage éventuel de l'eau brute de pompage, d'adduction, de stockage, et de distribution de l'eau dessalée; des diverses charges financières d'amortissement pour une durée de vie fixée du matériel et au taux d'intérêt du moment, des assurances, taxes...

Le problème du dessalement de l'eau est essentiellement un problème économique; sinon il suffirait à l'homme de « faire

bouillir l'océan », et d'en condenser la vapeur. Mais c'est avant tout le prix de revient qui compte, et donne naissance aux problèmes technologiques de la conversion. La tendance soutenue à l'affinement des techniques suffirait à emporter la conviction. Mais non moins significative à ce sujet est l'indication de quelques éléments de base pour l'orientation du choix des responsables d'un projet dûment structuré.

En premier lieu le choix du site est loin d'être indifférent car d'une heureuse sélection peuvent résulter de substantielles économies, tandis que des facteurs tangibles de renchérissement sont: l'étendue des voies d'accès et de l'amenée d'eau brute, l'état défectueux du terrain, les difficultés d'approvisionnement en combustible, l'évacuation de la saumure, problème particulièrement ardu surtout à l'intérieur des terres. Au large des côtes, le choix de l'emplacement et les soins dans l'aménagement de la prise d'eau auront une importance évidente, en prévision des graves dangers de pollution par déversements résiduels, hydrocarbures, intrusion de faune et flore marines, outre l'ensablement, les actions des courants et marées, les corps flottants... Il est, par exemple, de notoriété qu'aux Etats-Unis certaines localisations de prises d'eau se sont avérées malencontreuses: les exploitations ont dû faire face à des difficultés d'ensablement, d'obstruction et autres qui ont nécessité le recours à des bassins de décantation ou de dessablage, à des filtres mécaniques, des bassins d'épargne (stockage d'eau brute).

En Belgique, par exemple à l'installation-pilote de Nieuport (type multiflash) s'est posé un sérieux problème de pollution ammoniacale notamment, compliqué par une grande variabilité dans la quantité et la qualité de l'eau de mer captée à des affluents de l'Yser, avec présence et subsistance de goûts et odeurs. L'altération des propriétés organoleptiques de l'eau traitée implique la nécessité d'une filtration sur charbon actif. Des phénomènes de corrosion se sont également manifestés.

Aux deux installations-pilotes de Doel, fut aussi constaté un excès de teneur en ammoniaque tant dans le distillat de l'usine H.T.M.E. que dans l'eau produite par osmose inverse à partir de l'eau brute de l'Escaut. L'élimination par la chloration classique selon méthode du break-point exige des doses excessives et par

suite onéreuses. Une variante d'épuration par la méthode « air stripping » procurerait des résultats favorables mais moyennant une forte dépense.

A l'instar des américains, il faudrait donc prévoir, du moins dans les sites exposés aux pollutions, tels les estuaires, des bassins d'accumulation permettant l'auto-épuration naturelle afin de réduire les charges de matières organiques et en suspension, la présence d'ammoniacale, la déficience de l'eau brute en oxygène.

La capacité de stockage doit être suffisante pour neutraliser des variations de débit et surtout de composition des eaux captées. Cette solution permettrait au surplus, de réaliser la soudure durant les périodes de pollution intensive. Les risques de pollution ne cessent de s'aggraver et il est même des cas de contamination (chimique et pétrolière entre autres) très ardues à maîtriser par les techniques usuelles. Les variations de débit et de charge ainsi compensées éviteront de perturber le fonctionnement de l'usine de désalinisation, mais au prix d'un alourdissement sensible des frais d'investissement.

La provenance, donc les caractéristiques naturelles, de l'eau brute (composition, température...) et davantage la qualité de l'eau salée conditionnent le choix et le coût du procédé avec des tolérances suivant l'usage de l'eau, la zone de destination, l'environnement, la mobilité ou la fixité de l'installation. De même, les prix, qualité et quantité d'énergie disponible, les ressources financières, les coûts locaux de matériel et de la main-d'œuvre, la dépense d'eau requise. Influencent également le coût de l'eau adoucie: les moyens de défense contre les incrustations, dépôts et corrosions qui soulèvent des difficultés techniques très dures, surtout en distillation ou en électrodialyse, et posent un problème non intégralement résolu.

## 2. OPTIMISATION

En pratique il s'agit de tendre à un prix de revient minimal de l'eau douce correspondant à une limitation vers un certain minimum des charges d'investissement et des dépenses d'énergie compte tenu du coût de la Gigacalorie. Celles-ci devant, il va de

soi, inclure la consommation des services auxiliaires de circulation d'eau de mer, de saumure, de distillat, de purge.

Les deux facteurs: investissements et dépenses énergétiques conditionnent en priorité le coût de l'eau produite: il y a peu chacune de ces composantes représentait 40 % du prix de revient. Ces proportions ont évolué sous l'empire des hausses des produits pétroliers. A cet égard un minimum de capacité s'impose pour tendre à l'économie d'échelle parce que les charges d'investissement varient sensiblement comme la puissance  $0,7$  de la capacité pour un même rapport de performance (ceci sans préjudice du coût de l'argent sur le marché). Il en découle aussi l'avantage économique de hauts rapports de performance (R.P.) pour des capacités accrues. Celles-ci par contre n'influencent pas l'incidence du coût de la calorie. En règle générale le rapport entre le nombre de chambres de l'évaporateur et le R.P. est de 35 en multiflash.

L'accroissement de capacité devient d'autant plus favorable que le coût de l'énergie primaire tend à augmenter sans cesse depuis plusieurs années. Par ce moyen il importe aussi de tendre à un rapport volume/surface externe assez ample pour atténuer les pertes extérieures, importantes en distillation, ainsi que pour rentabiliser les appareillages complexes, donc onéreux, de pompage, de contrôle, de régulation et d'optimisation. De plus, l'augmentation de taille contribue à la diminution relative des frais d'entretien.

Pour ce qui concerne l'adoption d'une technique de distillation d'eau, il y a lieu de considérer que le coût effectif de l'eau produite dépend du type d'évaporateur (à tubes noyés, Flash, H.T.M.E....) qui conditionne le coefficient de transfert thermique et par suite le développement des surfaces d'échange.

Le prix de revient est également régi par le niveau assigné au R.P., lequel doit augmenter en corrélation étroite avec le coût de la thermie disponible et avec les charges d'investissement globales du moment (intérêt inclus). Mais si le R.P. augmente, il en devient de même du nombre d'étages nécessaires pour atteindre à une optimisation économique. Ce nombre d'étages et conjointement la surface totale d'échange constituent les deux paramètres dont dépendra la consommation d'énergie calorifique, compte



tenu d'un niveau maximal de température imparti à l'eau de mer brute. Une gamme illimitée de solutions au problème résulte de l'équation liant ces deux paramètres de calcul.

Faisons remarquer à ce sujet que toutes les conditions économiques de base peuvent être considérées comme paramètres de calcul d'une installation de dessalement par distillation et qu'elles conditionnent le R.P., autrement dit le coefficient d'efficacité, dont résulte le nombre d'étages.

A un nombre élevé d'étages correspondent donc un rapport de performance et une production spécifique meilleurs, mais ce sera au prix d'un accroissement certain de complexité, d'investissements plus lourds et de difficultés d'exploitation accrues.

Sous l'angle de l'exploitation, l'importance des besoins à couvrir régit — c'est une évidence — l'ampleur des investissements. Mais le prix de revient unitaire varie en sens inverse, et de même selon le débit journalier d'eau produite.

La supputation précise de l'évolution de ces besoins constitue une option cruciale mais délicate parce que, surtout en pays du tiers monde, la croissance de la demande ne peut être que progressive. Dans ces conditions il devient malaisé d'éviter au départ un excédent de capacité. Si, contre toute attente, les besoins viennent à décliner, il sera impossible de réduire d'autant la capacité de l'usine.

Tout le problème consiste à tendre vers un niveau optimum d'équilibre qui garantisse l'avenir mais limite au mieux les dépenses de premier établissement.

Un élément à ne pas négliger c'est l'influence de l'emplacement des installations liée au coût local du terrain. L'implantation de grandes unités de dessalement requiert — sauf dans le cas du procédé H.T.M.E. — des vastes superficies à des emplacements d'ordinaire éloignés des centres consommateurs d'eau. Cet état de choses implique conjointement la pose de puissantes et coûteuses canalisations d'amenée d'eau brute depuis le captage et d'adduction ou de refoulement d'eau traitée. S'y ajoute une surcharge des frais d'investissements corrélative à l'utilisation de bassins de stockage.

Considérées dans leur ensemble, les diverses composantes du prix de revient évoluent fortement d'après le facteur d'utilisation

dont l'incidence s'avère capitale: également selon le nombre d'unités en service, la qualité de gestion fondée sur l'expérience acquise, et surtout suivant la taille de l'installation. Ce dernier facteur est déterminant pour la réduction des charges d'entretien et l'économie d'échelle: sur la foi de prévisions théoriques, en admettant une production de base de l'ordre de  $30.000 \text{ m}^3/\text{j}$ , les coûts de l'eau dessalée tomberaient de moitié pour  $600.000 \text{ m}^3/\text{j}$  et au quart pour  $2.000.000 \text{ m}^3/\text{j}$ . Mais ce ne sont que de pures supputations pêchant par excès d'optimisme; en matière de réalisation nous sommes loin de compte.

Pour atteindre à ces abattements du prix de revient d'énormes progrès restent à réaliser dans l'amélioration des coefficients de transfert, des coûts de la calorie et des aptitudes intrinsèques (résistance, etc.) du matériel mis en œuvre.

Sur le plan de la recherche fondamentale et de l'acquis technologique, il reste un domaine vaste et des plus complexe à explorer.

Des écarts considérables, voire aberrants, sont d'observation courante dans les évaluations du prix de revient, en raison d'hypothèses de départ radicalement divergentes comme de modes de détermination disparates adoptés par ceux qui se sont penchés sur ce problème. Ce qui, de surcroît, vient corser la difficulté, c'est la diversité des techniques à mettre en balance et la nécessité d'extrapoler des données de petites stations-pilotes à de grandes échelles d'installation, parfois hypothétiques (économie d'échelle), outre une différenciation native des eaux à traiter.

Aussi, la seule base pratique d'appréciation est-elle à rechercher dans les évaluations spécifiques des dépenses à engager sur base des conditions locales pour créer ou renforcer un approvisionnement d'eau, de façon à comparer le coût du dessalement avec celui d'une nouvelle fourniture d'eau que peuvent procurer d'autres solutions. Mais ce rapprochement n'est pas aussi simple qu'il n'y paraît, dès lors qu'il faut considérer le complexe usine de dessalement mixte ou à fin unique, réservoirs de stockage et installations de secours, adduction d'eau.

Pour assurer la réussite des projets, il importe de penser l'avenir à la mesure d'ensembles intégrés. L'on se doit de définir une solution optimale d'équilibre entre leurs capacités respectives et

le facteur de charge, pour tendre au maximum d'économie, compte tenu de la durée de service escomptée et de l'éventualité d'extensions. L'O.S.W., conscient des difficultés de comparaison des procédés, a mis au point une procédure d'estimation normalisée ou « pricing » et met amplement à contribution les ressources fécondes de l'informatique pour cerner les multiples interférences du sujet. Des graphiques de l'O.S.W. dégagent la rapide dégressivité des coûts en fonction de la capacité de l'installation, du nombre d'étages, de la durée de fonctionnement, de l'élévation des températures des saumures dans le cycle, de la substitution du gaz naturel au fuel oil, etc.

En conclusion, le problème de fond consiste à rapporter de manière valable et comparable, les charges d'investissement comme de production, à un dénominateur commun, en prenant comme base de comparaison:

- a) la mise de fonds initiale rapportée à la capacité de production journalière de l'usine en mètres cubes;
- b) les frais de fonctionnement et d'entretien rapportés au mètre cube d'eau produite.

### 3. APPROCHE ÉCONOMIQUE DU MARCHÉ

En 1967 dans un premier ouvrage sur le dessalement, nous avons fait ressortir de l'alignement des données numériques alors disponibles, que les prix de revient du dessalement demeuraient clichés vers un niveau de 15 à 16 FB/m<sup>3</sup> dans les installations expérimentales de l'O.S.W. aux Etats-Unis, d'une capacité de 3.800 m<sup>3</sup>/j (1 million de gallons U.S.A.). Ces chiffres apparaissaient admissibles en Belgique pour des installations d'activité limitée à la seule production d'eau potable. Dans plusieurs pays industrialisés certaines extrapolations fort audacieuses, établies à grand renfort d'informatique, faisaient entrevoir des réductions considérables des coûts. Depuis la décennie écoulée, elles ont été formellement démenties.

Outre l'inflation généralisée, un facteur imprévisible de renchérissement est intervenu pour bouleverser de fond en comble ces supputations téméraires, faute d'extrapolation effective pour les procédés de distillation quels qu'ils soient. C'est, d'une part,

le quadruplement et au-delà du coût des produits pétroliers; d'autre part, la cherté croissante des investissements, résultat d'une érosion monétaire généralisée.

Un seul exemple suffit à emporter la conviction: en Belgique les plus récentes déterminations, établies sous une optique réaliste, assignent un prix de revient de l'ordre de 43 FB le m<sup>3</sup> au départ d'un poste de dessalement flash d'une capacité de 35.000 m<sup>3</sup>/j. Quant à l'investissement spécifique, le prix moyen au départ paraît se situer entre 20 et 30.000 F par m<sup>3</sup>/j de capacité. A ce prix de l'eau produite, il faut ajouter les lourdes charges de l'adduction jusqu'en tête du réseau distributeur. Il est patent que ces coûts deviennent prohibitifs pour la vente aux usagers: les consommateurs privés et *a fortiori* les industries, même dans les cas particuliers, tel celui des centrales thermiques, exigeant de l'eau très déminéralisée.

Dans l'immense secteur de l'agriculture, les possibilités d'application dans l'état de développement actuel demeurent pratiquement inexistantes principalement en zones arides là où précisément la nécessité en est vitale. Seuls quelques pays pétroliers du Golfe Persique les plus royalement nantis, peuvent se permettre le luxe d'irriguer des jardins et potagers.

En zone tempérée, un cas d'exception: celui de Guernesey où il faut éviter la ruine des cultures de tomates lors des sécheresses prolongées.

D'ordinaire peu exigeante du point de vue qualitatif, cette branche d'activité constitue un très avide consommateur d'eau mais ne tolère qu'un coût très bas, incompatible avec le potentiel économique des procédés actuels.

Comparées aux résultats enregistrés dans les pays de haute industrialisation, les références disponibles pour les pays en voie de développement font ressortir d'énormes disparités de coûts: du simple au décuple ou davantage. L'ampleur de ces distorsions résulte de différentes causes influençant:

a) les frais fixes: notamment pénurie et cherté du personnel qualifié, coût et politiques nationales d'amortissement, de crédit, de tarif de vente...;

b) les frais variables: selon disponibilités et utilisations généralement déficitaires des ressources énergétiques, critères de qualité d'eau admis, politique de droits d'importation...

La répartition équilibrée et stable des productions relatives d'eau et d'électricité pose des problèmes d'ajustement plus difficiles qu'en pays de technologie avancée. En revanche, il semble permis d'entrevoir l'implantation dans le futur d'usines génératrices nucléaires à double objectif, de puissance réduite ou moyenne, transition entre les centrales Diesel desservant les petits centres et les puissants ensembles hydroélectriques. Libres de toute sujétion d'emplacement ou de site, elles permettraient de relayer ces dernières, lorsque l'éloignement du centre de gravité des consommations rend le transport de force prohibitif.

#### 4. L'AVENIR DES CENTRALES MIXTES

Les perspectives apparaissant dans l'immédiat fermées en Occident aux techniques de distillation de système classique et à l'utilisation de combustibles fossiles (fuel, gaz...) c'est à une autre orientation qu'il faut tendre. Et nous le soulignons, les meilleures perspectives peuvent être entrevues par le truchement de l'association d'unités de distillation Flash ou H.T.M.E., à des générateurs d'énergie de fission.

De prime abord il paraît acquis, selon le rapport de la Commission d'évaluation en matière d'énergie nucléaire, de pouvoir tabler sur un prix de revient du kilowattheure nucléaire réductible entre 70 et 80 % de celui produit par centrale au fuel oil, malgré des coûts d'investissement plus élevés.

Comme le rejet à la source froide d'une centrale nucléaire donne lieu à une déperdition de calories accrue soit 67 % contre 45 % en centrale classique, et compte tenu de la plus grande concentration de puissance dans un site, la récupération par dessalement présente un intérêt tangible.

Actuellement les générations de réacteurs appartenant aux deux filières P.W.R. (eau pressurisée) — en Belgique notamment — et B.W.R. (eau bouillante) restent les plus utilisés en attendant la mise au point du surgénérateur au plutonium.

Des calculs thermo-dynamiques autorisent à conclure par une dépense d'énergie réductible d'environ 50 % en centrale mixte, par comparaison avec une entité autonome de production d'eau douce.

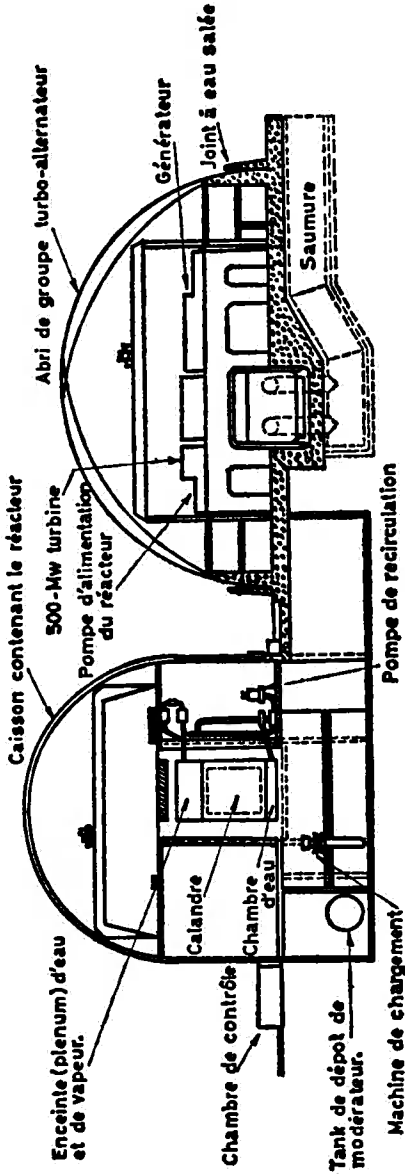


Fig. 10

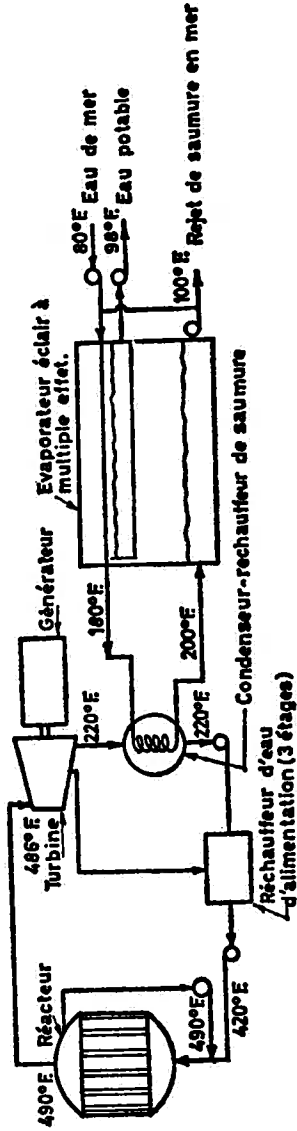


Fig. 11 — Vue en élévation et schéma d'une installation nucléaire de dessalement (selon projet O.R.N.L. - Réf.: n° 77).

L'intérêt de la récupération s'accroît au maximum en centrale nucléaire, faisant appel aux basses enthalpies des vapeurs de soutirage ou de contrepression. Le couplage permet d'augurer en ce cas d'un abaissement sensible du coût de la calorie à l'entrée de l'évaporateur Flash ou H.T.M.E., surtout s'il s'agit de centrales nucléaires de grande puissance.

La production économique d'eau douce peut être obtenue dès lors par une combinaison simplifiée avec la fourniture d'électricité en tolérant un rapport coût de kWh/m<sup>3</sup> variable selon rendement. Mais l'optimum de rendement global de l'usine mixte ne peut être atteint qu'à condition de maintenir, outre un bon facteur d'utilisation, ce qui va de soi, un rapport optimal des deux éléments associés, génération d'énergie et production d'eau douce. *A priori* le stockage de l'eau n'impliquant pas de difficulté, il convient de s'en tenir à un haut degré d'utilisation de l'évaporateur. Par contre les fluctuations généralement considérables de la demande d'électricité donneront lieu à d'inévitables modifications de charge des groupes électrogènes, donc de calories récupérables à l'échappement.

Une formule qui peut être envisagée dans l'optique d'un abaissement du prix de revient de l'eau produite, c'est l'association d'un poste de distillation à une usine d'incinération des déchets ménagers.

Le recours à la thermocompression est susceptible d'apporter une solution plus étendue au problème par une ingénieuse combinaison de deux entités: l'une comprenant un groupe turbomoteur entraînant un alternateur et conjointement un compresseur de vapeur, l'autre constituée par une double installation de distillation, dont la première associée thermiquement au groupe moteur, la seconde accouplée à un compresseur de vapeur. Cette solution, assez complexe, il faut en convenir, permettrait de travailler en permanence avec un haut rendement et une réelle souplesse de marche parce qu'assurant une production stable d'eau douce quelles que soient les variations de la demande de courant.

Une possibilité s'offre de renforcer sensiblement la production d'eau douce, de l'ordre de 50 %, par un relèvement de la température d'admission de l'eau saline de 90° C à 130° C à l'évaporateur. Mais en pratique il n'apparaît pas avantageux de travailler

à des températures trop élevées dans le cycle de thermocompression eu égard au risque d'aggravation des inconvénients sévères de l'entartrage et d'une déperdition d'énergie.

Sous l'optique d'une réduction du coût du kWh nucléaire comparé au kWh classique, il apparaît, suite à des études conduites en France et aux Etats-Unis, que la thermo-compression multi-effets deviendrait économiquement avantageuse surtout si la taille des installations de dessalement pouvait être accrue, avec réduction subséquente des frais d'exploitation. Dans l'état présent de la technologie, la capacité minimale serait de l'ordre de  $1.500 \text{ m}^3/\text{j}$ . C'est une limite extrême.

L'alimentation d'un groupe compresseur de vapeur par un générateur nucléaire P.W.R. à eau pressurisée et à uranium peu enrichi (2-3 %) permet une appréciable diminution du coût de la gigacalorie dont l'incidence devient déterminante dans le coût de l'eau produite. Outre l'abaissement des frais d'exploitation, il en résulterait une diminution importante des charges d'investissement.

Le bénéfice de l'association réacteur nucléaire-évaporateur de grande capacité est d'une lumineuse évidence. Ajoutons que l'emploi des radio-isotopes apparaît ainsi le remède à une éventuelle pénurie de combustible fossile traditionnel. Il faudrait prendre garde néanmoins aux influences éventuelles de la radioactivité, à l'emplacement de la centrale nucléaire, sur la qualité de l'eau produite.

Les considérations qui précèdent valent surtout pour les pays industrialisés. Le problème d'ajustement des charges des entités coopérantes de production eau-électricité peut y trouver une solution économiquement favorable grâce à l'interconnexion des réseaux comme adjuvant.

Il en va autrement pour les pays en voie de développement. A supposer résolu pour ces destinations le problème d'unités nucléaires de puissance modeste mais d'un prix abordable, il restera toujours à affronter le très difficile équilibre des deux productions combinées eau-électricité garantissant l'économie de l'exploitation mixte. Dès l'origine, de l'exploitation, il conviendra d'assigner à la centrale électrique une puissance apte à la couverture des besoins à moyen terme. Il y a donc lieu de présu-



mer en toute certitude d'une incompatibilité des deux productions, d'eau douce et de courant, au premier stade de fonctionnement caractérisé par une demande minimale d'électricité en opposition avec des besoins d'eau *a priori* considérables. Dans ces conditions, le prix de revient de l'eau produite risque de devenir intolérable parce que grevé d'une forte majoration des charges d'exploitation. Il faut, de plus, compter en régions arides, très ensoleillées, sur de fortes pertes par évaporation de l'eau si elle est stockée dans des bassins. Or la création de puissantes réserves hydriques s'impose afin de garantir la continuité des fournitures d'eau et de parer à des interruptions de fonctionnement des évaporateurs lesquelles pourraient être de durée assez longue.

Si les contingences locales ne permettent pas de dépasser une limite minimale de capacité, en distillation 1.000 m<sup>3</sup>/j par exemple, le rapport du volume de l'évaporateur à sa surface externe devient insuffisant et les pertes calorifiques par conduction s'avèrent excessives comme les consommations d'énergie. En outre, la rentabilité des équipements complexes de régulation, contrôle et optimisation, diminue et de même celle de l'ensemble de l'installation s'il n'est pas possible de disposer *in situ* d'une source d'énergie à bas prix.

A ces facteurs dirimants vient s'ajouter l'inéluctable supplément de dépenses pour l'aménagement de la prise d'eau brute et pour le rejet de saumure résiduelle qui peut représenter un problème très ardu.

Il est visible que ces multiples contraintes économiques et techniques restreignent sensiblement le champ des applications, même dans les pays de haute technicité.

*A fortiori* faut-il exclure une variante dite « MEMS » du multi-flashing, précédemment citée à titre documentaire: système à multiples effets et à étages multiples. Conçue aux Etats-Unis dans le but de gagner au maximum sur la consommation d'énergie, elle ne pourrait y atteindre qu'au prix de complications extrêmes et d'énorme renchérissement de l'installation. La viabilité de cette formule attend toujours sa démonstration pratique.

## 5. LES AVANTAGES DE LA NORMALISATION

Dans le domaine du dessalement comme dans le commun des activités techniques, il faudrait tendre à la standardisation des composants d'une unité de production. Il en résulterait de multiples avantages de la normalisation qui nous sont devenus particulièrement familiers.

Le fractionnement de l'installation permet d'assurer, au stade de la fabrication et de l'entreposage:

- a) un abaissement sensible du prix de revient des divers éléments par le moyen classique de la production en série. Ce problème est maintenant résolu pour les grandes unités Multiflash;
- b) une réduction appréciable des délais de livraison;
- c) une économie et une commodité de gestion des stocks de pièces détachées;
- d) une facilité accrue de production des entités.

De même au stade de l'exploitation, avec les effets bénéfiques que voici:

- a) une souplesse accrue d'adaptation de la capacité de l'usine aux besoins d'eau douce par la simple adjonction à un monobloc existant de nouveaux éléments normalisés et qui peuvent être de moindre format. Un exemple concret nous est offert par la dernière installation de Koweït, d'une capacité de traitement nominale de 125.000 m<sup>3</sup>/j, dont la construction a été scindée en 5 modules unitaires identiques de 25.000 m<sup>3</sup> chacun;
- b) la flexibilité de l'ajustement des productions d'eau douce et de courant électrique aux besoins du moment;
- c) la faculté d'étaler dans l'année, suivant convenances, les travaux d'entretien, grâce à la subdivision du complexe de production dont la continuité de marche est mieux garantie avec une utilisation à plein temps de l'équipe préposée;
- d) conjointement, la limitation des effets d'une interruption fortuite ou non de service;
- e) et par un corollaire obligé, une amélioration importante de la fiabilité de l'installation.

## 6. LES PERSPECTIVES DE DÉBOUCHÉS

Au stade actuel l'importance relative de la production mondiale demeure encore très faible en regard des fournitures d'eau par les moyens traditionnels. A long terme les perspectives de la désalinisation ne nous en semblent pas moins assurées, tant sont amples et pressants, de par le monde, les besoins d'eau, élément vital et irremplaçable.

Pour le futurologue, il est de science obvie qu'une pénurie d'eau de qualité fait peser une menace grave sur une importante partie des populations.

Le problème hydrique revêt de nos jours une dimension planétaire. Pour l'observateur le moins averti ce serait un truisme d'énoncer l'absolue nécessité d'un accroissement de disponibilités des ressources qu'impliquent la protection de la santé et du confort, les développements industriels et agricoles, l'évolution économique-sociale, tous facteurs de progrès indissolublement liés à la civilisation moderne.

Nous sommes en présence d'une profonde mutation des structures tant sociales qu'économiques qui diffuse des pays de haute technicité vers ceux en voie de développement. Il faut évoquer conjointement le transfert et l'expansion des usines dans de vastes zonings industriels sur les rives de la mer et l'attraction tentaculaire des métropoles, facteur de concentration des centres consommateurs.

L'on ne peut négliger d'autre part l'amputation possible aux formations salifères qui recèlent de puissantes réserves d'eaux saumâtres ou trop chargées de sels, aux Etats-Unis entre autres.

Mais, en dépit des entraves et difficultés précédemment évoquées, la production d'eau potable par dessalement se développe à un rythme soutenu, quoique ralenti à présent. Il suffit pour s'en rendre compte de faire état de l'accroissement à une allure exponentielle de la fourniture d'eau douce par ce moyen au cours de la dernière décennie. La production mondiale est passée de quelques deux cent mille  $m^3/j$  en 1966 à près de deux millions de  $m^3/j$ , soit un multiplicateur 100. Le chiffre apparaît encore modeste, car il ne représente que l'équivalent approximatif de notre consommation nationale annuelle de 650 millions de  $m^3$

en 1975. Mais c'est le taux de croissance qui, en économie, revêt une signification probante.

Il semble raisonnable d'admettre, sans crainte de démenti futur, que des perfectionnements apportés aux appareils et à leurs principaux organes (tubes, membranes, échangeurs) et surtout, les accroissements de taille des usines, générateurs d'économies d'échelle, feront tomber les coûts vers un seuil abordable, au niveau d'autres ressources menacées de déficit.

Les progrès de la technologie à un taux également devenu exponentiel aboutiront dans ce sens, ainsi qu'il en a été pour l'énergie ces dernières années au point que la structure de nos marchés en fut bouleversée aux dépens du charbon. La production jumelée d'eau et d'électricité, spécialement par centrales atomiques, sera un facteur essentiel d'abaissement des prix en raison des avantages spécifiques des réacteurs de dessalement. Ajoutons y la possibilité en « dual plant » de se limiter à une seule prise d'eau, commune aux deux entités de l'usine mixte, et à un unique rejet de saumure. Un autre facteur d'économie déjà évoqué: c'est le regroupement des effectifs de main-d'œuvre, de personnel d'exploitation et de gestion pour les fournitures d'eau et de courant. D'autres gains sont réalisables, cela va de soi, sur les frais de construction et autres investissements à prévoir.

D'autre part, à mesure que le potentiel technique exploitable est davantage sollicité, les coûts de l'eau souterraine captée comme de l'eau de surface traitée ne cessent de s'accroître en rapport avec les lourds investissements à consentir pour les retenues d'eau derrière les barrages ou les prises au fil des rivières, ainsi que pour les adductions dont la longueur ne fera qu'augmenter. La raréfaction progressive, qui peut confiner à l'épuisement de ces ressources naturelles, tend à conférer au dessalement un caractère d'indispensable suppléance, à long terme, d'autant plus que l'aggravation continue des causes de pollution se traduit par l'hypothèque d'une inquiétante amputation des ressources.

Aussi n'est-il pas exclu d'envisager pour le futur une association du recyclage des eaux usées notamment par hyperfiltration avec les systèmes traditionnels d'approvisionnement d'eau potable.

Les mêmes facteurs d'animation du marché auront pour effet d'abrèger les délais prévisibles pour le recours au dessalement, en obligeant l'ingénieur à repenser toute sa politique hydrologique.

Des approches fines, mais complexes du marché de l'eau dessalée se poursuivent aux Etats-Unis, en France et en Grande-Bretagne. Elles visent à délimiter la rentabilité, le seuil économique des exploitations, et à orienter le choix de la technique de dessalement, en fonction des caractéristiques évolutives de l'offre et de la demande potentielle, de son expansion à plus ou moins long terme, en rapport avec la croissance économique sur base d'enquêtes de marché.

Un enseignement commun se dégage, en effet, de l'observation des cas d'essor économique accéléré, c'est que fréquemment l'augmentation de productivité représente un objectif qui prévaut sur celui de la limitation des coûts de dessalement.

C'est la notion impérative, déjà évoquée, de la corrélation entre l'état de besoin d'eau et sa valeur intrinsèque, c'est-à-dire le prix que l'utilisateur consent à payer, appréciation susceptible d'atteindre un niveau élevé. Il est visible que le poids des orientations découlant de ces approches du marché ne saurait être sous-estimé, car les erreurs d'option se paieraient cher au stade d'exploitation.

## 7. CHAMP D'APPLICATION DU DESSALEMENT

L'alimentation des centres agglomérés et des industries en eau dessalée peut être réalisée soit en appoint, soit comme ressource de base, selon la cherté relative de l'adduction d'eau naturelle. Le service peut être assuré sous forme:

- a) de distribution unique d'eau douce;
- b) de distribution d'eau saline conjointement avec un équipement à domicile par désalinisateurs ménagers, solution tout indiquée pour les écarts ou points de consommation isolés;
- c) de distribution d'eau douce et d'eau saline par double réseau, solution à déconseiller pour motifs hygiénique et financier.

Un domaine d'utilisation très extensible vient de s'ouvrir aux petites unités de dessalement d'une capacité de quelques centaines à quelques dizaines de litres.

Les désalinisateurs domestiques ont déjà fait leur apparition sur les marchés américain et européen, et en Belgique depuis peu. Aux Etats-Unis, des constructeurs de tout premier rang ne s'attachent pas qu'aux équipements de grande puissance, mais escomptent dans la prochaine décennie un développement de marché pour des appareils ménagers, en particulier pour ceux à distillation et ceux à osmose inversée. Certaines firmes mettent en vente de ces appareils qui permettent de recueillir directement au robinet l'eau dessalée, fraîche et potable par simple connexion sur les sources d'eau et de courant du secteur. Ils peuvent même être combinés avec d'autres appareils pour le service d'eau chaude, le conditionnement d'air et la réfrigération. En région froide, est réalisable le couplage avec un réfrigérateur pour la conservation des aliments en été. En région chaude et sèche, l'usage devenu courant de rafraîchisseur d'air (climatisation) peut être associé à l'application domiciliaire du dessalement.

Comme il en est de toute innovation commerciale durant la période de lancement, les premiers appareils sortis coûtent cher, mais nul doute qu'à la faveur des productions de masse et des perfectionnements techniques, les prix tendront à s'abaisser. Aussi bien dans les régions qui pâtissent d'une pénurie d'eau chronique, le consommateur n'hésitera-t-il pas à mettre le prix voulu. Il portera sa préférence sur une eau dessalée plutôt que sur une eau d'égout épurée au prix d'une indéniable complexité de traitement, une telle eau n'étant d'ailleurs pas disponible à profusion.

## 8. LE CHOIX DU PROCÉDÉ DE DESSALEMENT

Dans la gamme si diversifiée des techniques du dessalement, la sélection se circonscrit en pratique à un nombre restreint de possibilités:

### A. *La distillation (à l'échelon industriel)*

Les méthodes distillatoires sont les mieux éprouvées à présent et règnent sans partage à l'échelle de la grande production tant à

usage public qu'industriel. Le renchérissement actuel des produits énergétiques tendrait à conférer la primauté aux techniques qui bénéficient du plus haut rendement.

Leur suprématie s'affirme d'emblée du fait de l'extrême pureté de l'eau produite quelle qu'en soit la composition d'origine. A l'opposé des autres procédés pour lesquels la dépense d'énergie est tributaire de la teneur en sels de l'eau à traiter comme du distillat, la notion du seuil de salinité ou le recours à des eaux de moindre salure devient sans intérêt en distillation. Les gains réalisables sur frais d'investissement et dépenses énergétiques sont négligeables.

Le haut degré de pureté de l'eau douce produite par distillation représente un avantage susceptible d'être mis à profit pour renforcer au besoin la fourniture d'eau grâce à un mélange de l'eau dessalée avec des eaux saumâtres ou des eaux de grande dureté par exemple. Ce genre d'eaux abonde en Belgique et elles y occasionnent de sérieux ennuis dûs à l'incrustation tels que l'entartrage des appareils de chauffe. Un autre cas d'application rentable est celui des centrales électriques. Un gros appoint de distillat produit à partir d'un soutirage de vapeur aux turbines doit leur permettre de réduire dans une très large mesure l'importance et le coût des postes complexes de déminéralisation ionique limitée dès lors à une légère finition. Egalement vu la faible dépense de vapeur, de réaliser une économie sur le prix de revient de l'eau adoucie par rapport à l'eau déminéralisée. Plus généralement un large débouché pourrait s'ouvrir du côté des grandes industries dont certaines utilisent journellement des dizaines de milliers de m<sup>3</sup> d'eau de qualité. L'usage d'eau dessalée permet de s'affranchir de la consommation de quantités équivalentes d'eau potable captée. La substitution d'eau dessalée à l'eau déminéralisée représente un facteur d'autonomie parce que l'approvisionnement industriel n'est plus sous la dépendance des écarts de composition imprévisibles affectant parfois la composition de l'eau potable de certains réseaux.

Le mélange d'eau dessalée et d'eau de médiocre qualité peut trouver encore une application pour certains usages agricoles comme la culture de primeurs et la floriculture.

Les procédés à tubes submergés tombent en désuétude, sauf dans la navigation.

C'est au système de distillation fractionnée par évaporation éclair ou *Multiflash* que la palme revient sans conteste dans l'échelle actuelle des productions. Rappelons pour la Belgique l'essai de Nieupoort en installation pilote. Le domaine d'application est par excellence celui des grandes capacités de production d'eau, en raison spécialement de la simplicité de construction et de l'automatisme du fonctionnement des évaporateurs.

Mais une mention spéciale doit être réservée au nouveau procédé *H.T.M.E.*, dont les perspectives paraissent des plus encourageantes sur la foi d'essais en cours sur l'usine-pilote de Slykens-Ostende et de la centrale nucléaire de Doel. La dépense d'énergie serait, selon les inventeurs, de 30 kWh/kg d'eau dessalée contre 50 en *Multiflash*.

Au nombre des réalisations de *Multiflashing*, il faut en priorité citer la référence de l'usine de Koweit, le record mondial avec une production journalière de 125.000 m<sup>3</sup>, et un coût d'investissement prévu en 1972 de 10.000 F/m<sup>3</sup> (chiffre très bas). Le chauffage est au gaz.

A Hong-Kong se trouve, en état d'achèvement, une usine de 180.000 m<sup>3</sup>/j conçue pour produire l'eau douce à 2 FF le m<sup>3</sup>, soit environ 17 FB le m au taux de change actuel, mais ce n'est qu'un chiffre prévisionnel donc théorique.

En 1972 une enquête que nous avons menée dans le cadre du 9<sup>e</sup> Congrès de l'Association Internationale des Distributions d'Eau à New York auprès d'une dizaine de grandes exploitations réparties à travers le monde, nous a donné les résultats que voici:

L'investissement spécifique moyen ressortait *in globo* à 20.000 FB le m<sup>3</sup>/jour de capacité, y compris les bâtiments, mais à l'exclusion du coût de la prise d'eau (important), de l'achat du terrain et de la dépense pour rejet de saumure ainsi que des frais d'essais et mise au point. A ce jour le total dépasserait les 30.000 FB par m<sup>3</sup>/j. A Nieupoort l'usine expérimentale serait estimée vers 50 millions de FB pour 1.500 m<sup>3</sup>/j. Les charges de personnel s'y sont avérées trop importantes étant donné le caractère de l'exploitation. Sous toutes réserves, vu qu'il s'agit d'usine-pilote,



la quotité des frais d'énergie, main-d'œuvre et entretien atteindrait entre 50 et 55 FB le m<sup>3</sup> d'eau produite. Quant aux charges fixes, elles seraient à répartir sur 15 ans, mais n'ont pas de signification en l'espèce, l'usine étant d'ailleurs à l'arrêt, à cause de la cherté du combustible uniquement.

D'après notre enquête de 1972, le prix de revient oscillait dans de fortes mesures de 9,5 FB le m<sup>3</sup> d'eau à 70 FB pour les exploitations en service recensées. Au Congrès de New York il a été fait mention d'un coût de 43 FB le m<sup>3</sup> pour une exploitation de 35.000 m<sup>3</sup>/j, dont environ 60 % de charges fixes, chiffre apparemment excessif au stade actuel.

Pour l'usine de dessalement multiflash de 24.000 m<sup>3</sup>/j à Tobrouk, il faudrait tabler sur 50 FB le m<sup>3</sup> d'eau produite dont une proportion de 50 % en combustible, 20 % de charges fixes (à l'exclusion de la prise d'eau et du bâtiment) 30 % de frais d'exploitation en personnel et entretien.

Un rapport des Nations Unies daté de 1974, mais se référant à l'année 1968, indiquait pour la répartition des composantes du prix de revient en multiflash: charges fixes 35,5 %, combustible électricité 21,2 %, main-d'œuvre 22,3 %, entretien 16,4 %, produits chimiques 4,7 %.

Chiffres à rapprocher des résultats de notre enquête de 1972: charges fixes 49 % à 69 %; combustible et électricité 29 à 19 %; personnel 9,4 à 5,6 %; réactifs 9 à 0,8 %; évacuation de saumure 3,7 %. Les données des Nations Unies sembleraient plus sûres en raison du grand nombre d'exploitations concernées par l'étude, mais sont manifestement périmées.

Depuis ces époques de référence, les données de base ont été totalement bouleversées par le renchérissement énorme des produits pétroliers. Sans nul doute il faut affecter le pourcentage de la composante énergie d'un coefficient de majoration considérable, qui le rend à ce jour prépondérant.

A mentionner comme cas particulier celui de l'usine de dessalement de Rotterdam associée à une importante usine d'incinération d'ordures et de déchets ménagers où l'on tablait sur un prix de revient de 25 FB le m<sup>3</sup>.

### B. *La thermocompression*

Les réalisations actuelles s'échelonnent endéans une gamme de capacités de production de 60 m<sup>3</sup>/j avec compresseurs rotatifs du type Roots et 250 à 500 m<sup>3</sup>/j avec des engins centrifuges.

### C. *La distillation solaire*

Le procédé semble apte à la couverture de modestes exigences sanitaires telles que petits services des écarts et des centres ruraux, consommations familiales, etc., dans les contrées à fort ensoleillement et à déficit pluviométrique. Celles-ci s'identifient de toute évidence aux zones de sous-développement.

Non seulement les zones à pénurie d'eau ont leur aire de répartition géographiquement localisée dans une couronne à haute insolation, mais fréquemment d'une extrême dispersion d'habitat qui ne saurait s'accommoder d'un service économique par réseau distributeur à partir d'une production concentrée d'eau douce. En ce domaine d'application il apparaît pertinent de s'en tenir à l'élémentaire distillateur type « serre ». Il est séduisant de par son extrême simplicité tant de construction que de fonctionnement. Mais, insistons y, sa capacité de production demeure restreinte. Pour un débit journalier tant soit peu appréciable, au-delà des quelque 3 à 4 litres par m<sup>2</sup> de surface captante, la mise en œuvre du procédé requiert de vastes aires de collecte des radiations et, par suite, une grande quantité de vitrage (ou de plastique en substitution) ainsi que d'équipement. Ces sujétions congénitales en rendent le coût rapidement prohibitif en pays de faible développement par suite d'un trop médiocre rendement de conversion.

Ainsi, handicapé, nous en administrons la preuve, par des charges fixes d'investissement et d'exploitation incompatibles avec une rentabilité normale en zone pauvre, le procédé ne semble avoir chance de succès que dans certains cas-limites, et à la condition expresse de conserver une simplicité qui est son atout majeur. Il peut se concevoir en guise de moyen rudimentaire d'approvisionnement de petits postes fixes où jouent à plein ses avantages particuliers: concept rustique, entretien quasi nul, consommation d'énergie limitée à celle requise pour l'amenée d'eau

à la station. En conclusion, sa sphère d'utilisation indiquée reste l'alimentation en eau potable de modestes communautés, petites fermes ou centres perdus dans le bled, en zone torride inondée d'ardeurs solaires et assoiffée d'eau douce. Tel est le cas de très vastes étendues couvrant plusieurs degrés de latitude sous l'équateur et les tropiques.

Lorsque les contingences économiques du site autorisent une certaine complexité de l'installation, dans les perspectives d'une production disons moyenne, avec un rendement élevé, il devient cependant possible d'adopter des systèmes évolués de distillerie solaire. En Californie notamment ont vu le jour des distillateurs de taille moyenne, hautement sophistiqués, dont un modèle d'une capacité de 5 lit/m<sup>3</sup>/jour, produisant l'eau douce à des prix de 0,8 à 1,3 dollar le m<sup>3</sup>, avec utilisation d'un collecteur de 1.200 m<sup>2</sup>, et un rendement de 50 %, ce qui représente une assez belle performance.

Des unités, petites ou moyennes, fonctionnent en Algérie, Grèce, Israël. En Espagne, a été construit un grand distillateur dont la capacité serait de 900 m<sup>3</sup>/24 h, chiffre record.

Considéré dans son ensemble, le captage de l'énergie solaire aux fins de dessalement demeure confiné à ce jour dans une échelle de production absolument dérisoire.

Qu'il suffise de faire le rapprochement avec le gigantisme du flux rayonnant disponible selon le bilan thermique présenté à cette tribune par notre collègue Jaumotte.

#### *D. Le dessalement à partir de l'énergie de fission en centrale mixte*

L'énergie de fission prend figure d'énergie de relève pour le dessalement. C'est à ce problème de haute actualité que s'est attelé depuis plus d'une décennie le centre nucléaire d'Oakridge, aux Etats-Unis.

Un nombre impressionnant de projets de gigantesque envergure, allant jusqu'à l'échelle de millions de m<sup>3</sup> d'eau par jour et de milliers de mW ont fait l'objet d'études dans les pays de technologie avancée mais n'ont jamais pu être matérialisés en dépit de l'optimisme des études prospectives. Les désastreuses répercussions de l'inflation mondiale par abus de crédits, ainsi

que les insurmontables difficultés d'extrapolation d'échelle ou de taille en ont stérilisé partout les applications.

Nous avons par ailleurs mis en évidence les difficultés d'une gestion économique équilibrée des centrales mixtes. Elles découlent de la disproportion des fournitures d'eau et de courant à partir d'un flux de vapeur commun. Dans le bilan énergétique, 1 dixième seulement de l'énergie engendrée semble susceptible d'être consommée par la désalinisation. Par exemple, pour une centrale classique de taille normale 1.000 mW affectée à l'alimentation d'une grande ville, 100 mW permettent de produire 200.000 m<sup>3</sup> d'eau douce par jour et les 900 mW restants demeurent disponibles comme électricité.

Le renchérissement continu des produits pétroliers confère un avantage croissant à l'énergie de fission, mais en se confinant par priorité à l'approvisionnement en eau potable de gros centres urbains. Le couplage à l'incinération des résidus ménagers, dans une zone à forte densité d'habitat, permettrait de produire l'eau vers 25 F le m<sup>3</sup>, chiffre de départ déjà élevé.

Une alternative méritant considération sous nos latitudes serait celle de petites centrales nucléaires mixtes exclusivement affectées à une production thermique et non plus électrique, pour desservir entre autres un réseau de chauffage urbain. Ce concept à l'échelon régional permettrait le couplage à des unités de désalinisation appropriées, sous la réserve obligée d'un coût acceptable au départ.

Rappelons la réalisation prototype de la centrale mixte nucléaire de grande taille implantée sur les bords de la mer Caspienne (dont l'eau est d'assez faible salure grâce à l'apport de puissants cours d'eau). Installée à Chevtchenko, dans le Kasastan, elle est la première du genre, équipée d'un sur-générateur de 1.000 mW pour la distillation de l'eau salée: dont 850 mW affectés à la production de 120.000 m<sup>3</sup>/j d'eau douce et 150 mW seulement pour l'électricité. Son potentiel correspond à l'équivalent d'un pétrolier moyen.

Une réserve déjà évoquée s'impose, applicable à toutes les installations de dessalement, c'est la nécessité non seulement d'un facteur de charge élevé et stable, mais aussi du maintien en réserve d'unités de secours. Il s'agit de parer à l'éventualité d'inter-

ruptions de service plus ou moins fréquentes selon les aptitudes du matériel et la qualification de la main-d'œuvre, surtout en pays du tiers-monde. Il est superflu de mettre l'accent sur le renchérissement prohibitif de production qui en serait la conséquence: plusieurs centaines de milliers de francs par journée perdue pour une installation capable de 10.000 m<sup>3</sup>/j.

#### E. *La thermocompression en centrale mixte*

Le champ d'application de ce procédé, jusqu'à ce jour, semblait circonscrit à des utilisations moyennes, n'excédant pas 500 m<sup>3</sup>/j, avec le handicap de cherté de l'eau produite en raison des exigences d'énergie (11 kWh/m<sup>3</sup>) et surtout, d'investissements. Mais l'intérêt de cette technique prend corps à présent que les constructeurs entrevoient des productions jumelées d'eau et d'électricité par d'astucieux couplages de turbo-alternateurs-compresseurs de vapeur. Certains constructeurs osent avancer des capacités journalières de 25.000 m<sup>3</sup> pour atteindre à l'économie d'échelle avec réduction concomitante des investissements et des coûts de production.

\* \* \*

Pour la couverture de très faibles besoins d'eau, de l'ordre de plusieurs dizaines de m<sup>3</sup>/j restent valables des procédés plus simples:

#### F. *La filtration sur résines*

Cette technique de déminéralisation très fine offre une solution pour alimenter des chaudières de centrales à hyperpression, et en pays du tiers monde, des campements de prospection, de petites bases mobiles, des équipements de secours et pour satisfaire des usages domestiques voire ruraux. Egalement pour des exigences industrielles d'eau de haute pureté: appoints dans un cycle de fabrication, recyclage continu d'eaux usées pour éviter une remontée de concentration saline. Comme il ne s'agit d'ordinaire que d'un débit de consommation, réduit à 3-4 % de l'utilisation globale de l'usine, le prix de revient n'a qu'une incidence secondaire. Mais les exigences qualitatives sont d'une grande

diversité selon le genre d'industries. Le coût de l'eau déminéralisée par échangeurs serait de l'ordre de 20-25 F le m<sup>3</sup>.

L'extraction des sels par échange ionique voit son champ de possibilités restreint aux eaux saumâtres, à l'exclusion de l'eau de mer, en raison du coût élevé et de la fréquence de régénération des masses permutantes qui annihile le gain réalisable sur les frais d'investissement...

Envisagée sur un autre plan, cette forme de déminéralisation se révèle assimilable à un traitement de finition en appoint d'un procédé en soi moins onéreux, appliqué au stade de dégrossissage, comme l'électrodialyse, la filtration sur membranes, la congélation, mais au préjudice de l'économie finale du traitement.

G. *La congélation* est citée plutôt pour mémoire, parce qu'en dépit des progrès du génie cryo-chimique, elle n'apparaît pas devenue compétitive, sauf pour des unités de petite taille éventuellement. Même en cycle de récupération de chaleur dégradée, qui, par ailleurs, ne convient pas aux techniques de filtration par membranes ou par résines. Elle est handicapée par le coût de réfrigération de l'eau brute et de séparation mécanique de la glace produite.

A un niveau de production supérieur, pour des postes mobiles ou des installations fixes de taille moyenne, d'une capacité de plusieurs dizaines de m<sup>3</sup>/j, un préposé technique devient nécessaire. A ce seuil, la distillation pourrait entrer en lice conjointement avec les procédés d'osmose et l'électrodialyse, qui sont des mieux appropriés au traitement des eaux saumâtres, l'hyperfiltration par membrane pouvant aussi être combinée avec la distillation.

Pour un traitement simple des eaux saumâtres conviennent deux techniques favorisées quant aux critères de flexibilité et d'économie en raison de leur facilité d'adaptation au traitement des eaux de surface polluées en rapport avec une éventuelle croissance des besoins d'eau pure:

#### H. *L'osmose inversée*

Offre des perspectives économiques assurées du fait que la dépense énergétique dépend de la seule salinité de l'eau à traiter.

Le coût moyen d'eau produite par hyperfiltration serait de l'ordre de 15 FB le m<sup>3</sup>. En Hollande la KIWA a obtenu des résultats intéressants qui autorisent à prévoir des applications à grande échelle.

Deux projets géants d'hyperfiltration sur membranes sont à l'étude, l'un aux Etats-Unis, pour une production de 380.000 m<sup>3</sup>/j (1 milliard de gallons U.S.A.) à partir de l'eau du fleuve Colorado, l'autre de 115.000 m<sup>3</sup> en Arabie Saoudite.

En Floride fonctionne une station d'une capacité de 100 m<sup>3</sup>/h pour le dessalement d'eaux saumâtres.

I. *L'électrodialyse* convient surtout à des eaux peu salines, exemptes de fer et de manganèse. Elle a reçu de nombreuses applications en U.R.S.S.

De petites installations d'électrodialyse fonctionnent à Bahren, en Arabie Saoudite, Libye, Afrique du Sud... Le coût de l'eau déminéralisée serait actuellement de 1,50 FF soit 12-13 FB le m<sup>3</sup>, prix qui nous paraît très faible.

Le procédé pourrait atteindre de belles performances en cas d'alimentation à haute température, avec recours à des échangeurs de chaleur, mais cette variante en reste au stade expérimental des tentatives. Cette récupération de calories permettrait même le traitement de l'eau de mer, réchauffée vers 80° C au prix d'une consommation d'énergie de 9 à 12 kWh/m<sup>3</sup>. Elle semble la démarche la plus indiquée pour rendre le procédé valable économiquement.

Quoiqu'il en soit c'est en ordre principal la désalinisation d'eaux de basse salinité qui semble garantir un débouché valable. Tel peut être le cas du recyclage d'eaux usées, à charge réduite, pour les rendre réutilisables économiquement.

Nous n'évoquerons que pour mémoire deux procédés chimiques:

J. *L'extraction par solvant* dont les perspectives de rentabilité restent à démontrer faute de dissolvants appropriés. Cette technique continue à languir dans son stade de gestation première.

K. *La formation d'hydrates*, méthodes inhibée dans son extension par la difficulté de limiter les pertes d'hydrocarbures (gaz propane) tout en maintenant la pureté de l'eau. Elle demeure confinée dans les limites de l'expérimentation-pilote sous l'égide de l'O.S.W.

Pour compléter cet aperçu économique, il reste à évoquer le problème de la récupération des sels et autres composants de la saumure après traitement. Le recours à des agents de précipitation pour une élimination directe des incrustants s'avère d'un prix trop élevé en comparaison de la très faible valeur marchande des produits précipités. L'importance des équipements impliqués exigerait, c'est un préalable imposé, de disposer d'un marché vaste pour l'écoulement des sous-produits. Le rendement à escompter serait de 35 à 70 t. de sel pour 1 000 m<sup>3</sup> d'eau de mer traitée.

La solution la plus simple serait d'évacuer la saumure dans un bassin de décantation où elle pourrait se dessécher spontanément par évaporation au soleil sans autre manipulation. Mais cela présuppose un ensoleillement intense et continu. Si l'on se propose de fabriquer des sous-produits, cette pratique serait plus avantageuse que de concentrer la saumure au moyen d'équipements complémentaires de cristallisation et autres. La rentabilité du système implique le dessalement par unités de grande taille et un débouché du sel marin, par exemple en zones défavorisées. Il ne semble pas que des applications aient vu le jour.



## IV. CONCLUSION

### 1. POSITION ET IMPORTANCE DU PROBLÈME

Le problème du dessalement est devenu un pôle d'intérêt pour de nombreux chercheurs dans le pays de haute technique. Il retient aussi la sollicitude impatiente des pays déshérités au point de vue de leurs ressources en eau. La pénurie d'eau qui sévit en maintes régions du globe y freine l'essor des activités économiques et l'amélioration du niveau de vie. Les misères de la soif affectent les deux tiers de la population mondiale.

Le bilan global des besoins et des ressources est suggestif.

En 1975, les besoins universels d'eau de qualité pour l'ensemble des utilisations humaines, domestiques, industrielles et agricoles, étaient estimés à 3.000 km<sup>3</sup> par an. Une étude prospective due à M. le Prince Ringuet, prévoit des consommations annuelles mondiales de 4.000 km<sup>3</sup> en 1985, 6.000 km<sup>3</sup> vers l'an 2000.

Nonobstant l'immense extension des masses d'eau superficielle qui, rappelons le, occupent près des 3/4 de la planète, le volume d'eau douce disponible en surface pour la consommation humaine et constitué par les rivières, les lacs, les sources aisément accessibles, n'atteindrait, suivant une information des Nations Unies, qu'un centième; le solde, 99 % étant constitué par les aquifères gisant dans la profondeur du sous-sol, pour la plus grande partie au-delà d'un millier de mètres. L'ensemble des ressources en eau de la planète, disponible en surface, ne représenterait qu'un dix-millième seulement des ressources en eau du globe.

Les rivières dont provient la majeure partie des utilisations, soit 80 % pour la seule irrigation des terres outre les prélèvements des industries, ne pourraient procurer, d'après les mêmes références, que quelques 12.000 km<sup>3</sup> par an (chiffre apparemment sous-estimé) et leur débit serait en déclin. Les ressources hydriques pourraient apparemment suffire mais pèchent par l'irrégularité et par le déséquilibre de leur répartition dans

l'espace comme dans le temps, face à une demande d'eau de qualité concentrée sur des aires à forte densité de peuplement et par surcroît trop éloignées des ressources les plus importantes, telles que les rivières des zones tropicales et subarctiques.

La difficulté s'aggrave dans une mesure alarmante du fait d'une utilisation souvent défectueuse des eaux, des menaces de la pollution qui ne cesse de s'amplifier, rançon du progrès, et des impulsions de l'économie, des nuisances de dégradation du sol par érosion et aussi d'un déboisement inconsidéré en zones peu développées, générateur d'un inexorable abaissement du niveau hydrostatique.

Le problème de la conservation d'eau de qualité revêt donc une dimension comparable à celui de la consommation d'énergie de par le monde. Il peut en devenir d'ailleurs tributaire si l'on s'en rapporte à l'aspect énergétique des procédés de dessalement dont la consommation atteint de 40 à 80 fois le minimum assigné par la théorie.

En 1976, la production mondiale d'eau dessalée dans une centaine d'installations de toutes tailles ne dépassait toujours pas, avons nous dit, deux millions de m<sup>3</sup>/jour, mais avec un taux de croissance de 15 % l'an.

Ce chiffre global apparaît encore dérisoire si on le rapproche de la seule consommation quotidienne des Etats-Unis dont il ne représente que 2 %.

Les américains, il est vrai, se placent en tête, et de loin, par rapport aux autres consommateurs d'eau de qualité, soit une moyenne de 1.500 litres per capita pro die, chiffre à comparer avec une moyenne de 400 l/j/hab. dans les centres urbains d'un haut standard de vie et de 200 l/j/hab. pour l'ensemble de la population du globe. Mais la consommation tombe à 2 l/j/hab. dans les contrées rurales du tiers monde dépourvues de tout équipement.

En fait, la consommation totalisée, domestique et urbaine, ne dépasse pas 300 km<sup>3</sup>/an, soit 50 % des besoins supputés. Ce chiffre ne représente que 1 centième du potentiel hydrique disponible sous forme d'eaux douces. Assurément, ce qui importe c'est la production d'eau sans cesse renouvelée suivant le cycle dynamique naturel des échanges océans-continentes via l'atmosphère

ambiante: il s'agit en quelque sorte de « l'intérêt » d'un « capital » constitué par l'immense hydrosphère.

Le problème du dessalement n'en revêt pas moins une importance cruciale pour les humanités présente et future parce qu'elles se voient confrontées à une expansion continue et alarmante des besoins d'eau intensifiés par l'accroissement de population en regard d'une disponibilité limitée du potentiel d'eau de qualité et particulièrement d'eau potable, à peine 1 dix-millième du potentiel hydrique de la planète.

Mais le potentiel pratiquement exploitable dans les limites de nos possibilités techniques et surtout économiques s'amenuise au point de paraître très nettement inférieur.

## 2. AVANTAGES SPÉCIFIQUES DU DESSALEMENT

Il faut relever:

a) du point de vue de l'hygiène, la composition irréprochable de l'eau adoucie, dont la qualité hygiénique est optimale en congélation, et assurée moyennant correction éventuelle, dans les autres procédés;

b) en outre, une stabilité de composition, importante pour la distribution publique comme pour une pléiade d'applications industrielles;

c) au plan technique, la régularité de production, à l'abri des fluctuations de régime affectant nappes et rivières selon les caprices de la nature et garantie par les énormes disponibilités que procure l'eau de mer;

d) une haute souplesse d'exploitation découle de la possibilité d'ajuster la capacité de l'usine dans le temps à la progression de la demande sans immobilisations prématurées, et de la subdivision dans l'espace par des unités établies en chaîne à la côte ou dispersées dans un site salin de l'intérieur;

e) possibilité de suppléer d'autres ressources hydriques, sollicitées jusqu'à leur limite de capacité;

f) réduction d'encombrement et d'investissement foncier par rapport à une station d'épuration en cycle complet.

S'il est vrai que le dessalement n'a pu encore déboucher sur un large marché commercial libre, son rôle commence à se manifes-

ter sur le plan d'activités locales rémunératrices, mais à besoins d'eau limités: chantiers de construction, centres de recherches et d'exploitation miniers ou pétroliers, pêcheries, sites de villégiature, et même des groupes nomades d'élevage (dans les steppes d'U.R.S.S.); outre les installations, dont certaines d'envergure, implantées dans des régions désertiques mais nanties de riches structures pétrolifères; enfin, des bases militaires à la Côte ou au large, et autres utilisateurs à l'écart des circuits de civilisation.

Ainsi, le débouché se concrétise particulièrement dans la mesure où la considération d'économie devient secondaire, ou est éclipsée par l'impératif du besoin vital; également pour le secours d'urgence permettant de parer à une interruption accidentelle de l'approvisionnement par des moyens normaux.

Si les prédictions des industriels d'Outre-Atlantique se réalisent, l'humanité pourrait connaître avant la fin du siècle un impressionnant virage dans ses conditions d'existence par suite de la mise à disposition d'énormes volumes d'eau adoucie d'un prix modéré. Dans un avenir peut-être rapproché, l'expansion en flèche des besoins, la raréfaction des ressources nouvelles économiquement exploitables et leur éloignement accru des zones d'utilisation pourraient exiger l'appel inéluctable à la contribution du dessalement. Sans s'abuser sur les possibilités de cette technique qui ne constitue pas une panacée, il est permis d'y entrevoir le remède à une pénurie, dont l'acuité ne fera que croître dans de nombreuses régions du globe.

Dès à présent, nous voyons poindre des perspectives encourageantes de par la mise sur orbite de nouveaux procédés et l'amélioration de productivité des techniques éprouvées. Les ouvertures de la science débouchent sur un horizon sans limites; et la conversion des eaux salines est une de ces exaltantes disciplines de pointe dont l'avenir apparaît riche de promesses, mais à condition d'ouvrir une brèche décisive dans la barrière du prix de revient.

## **BIJLAGE**

### **Bijkomende inlichtingen in verband met de mededeling van Confrater A. CLERFAYT getiteld « Conversion des eaux salines »**

#### **ZEEWATERONTZILTING**

De vorderingen welke men meestal kan vermelden op het gebied van de technieken voor het ontziltten van zeewater betreffen drie domeinen:

1. de materialen;
2. het rendement van de installaties;
3. de betrouwbaarheid.

Op gebied van materialen wordt het gebruik van nieuwe legeringen bestudeerd die niet aantastend zijn, o.a. legeringen met titanium of andere materialen waarvan aluminium en zelfs het gebruik van steenmaterialen zoals hoog densiteit beton, voor zover deze voldoen aan de criteria van ondoorlatendheid.

Het rendement van de installaties brengt ons tot een soort compromis. De warmterecuperatie verplicht tot ingewikkelde loopkringen en kostelijke uitvoeringen. Hetgeen men wint in de werkingskosten verliest men dan ook door hoge investeringen, dus in afschrijvingskosten.

Een ander aspect betreft op dat gebied de concentratie van het effluent dat men ook moet verwijderen zonder te grote hindernis voor het milieu.

De betrouwbaarheid van deze installaties is wel in het algemeen nog tamelijk onbevredigend. Het is heel zelden dat men een coëfficiënt van 90 % werkelijke produktietijd kan waarnemen. Daartoe is het van belang dat men installaties zou bouwen waarvan de exploitatie niet te ingewikkeld is en vlugge herstellingen toelaten wanneer er defect is, zonder daarvoor beroep te moeten doen op gespecialiseerd personeel.

Op economisch vlak blijft de kostprijs van ontzilt zeewater tamelijk hoog en is men er tot nu toe niet in geslaagd deze te verminderen. Integendeel, de stijging van de kostprijs van de energie heeft als uitslag gehad deze kostprijs nog te vermeerderen.

De toestand is zo dat geen enkel procédé, hetzij verdamping, hetzij filtratie, hetzij bevrozing, in aanmerking kan worden genomen voor het waterbruik in onze streken. Volgens een artikel gepubliceerd in de Franse revue *T.S.M. L'EAU* (april 1977, blz. 131: *Le dessalement de l'eau de mer — ses applications possibles dans les régions non désertiques*, par J.P. Lemartret) ziet men alleen de mogelijkheid deze ontziltingsprocédés op bepaalde eilanden te gebruiken waar er geen ander water beschikbaar is, of voor industriële behoeften gedekt door gedistilleerd water.

In onze streken is er een nieuwe belangstelling ontstaan voor het bestuderen van een bevrozingsprocédé, daar men met aanzienlijke grote hoeveelheden frigorieën te kampen heeft te Zeebrugge op de L.N.G. terminal.

Het gebruiken van de warmte gewonnen door het verbranden van huisvuil kan ook in aanmerking komen voor gewone verdampingsprocédés. De opzoekingen op het gebied van zeewaterontziltiging worden aangemoedigd en in ons land geleid door het „Studiesyndicaat voor Waterontziltiging S.V.W.” (zie o.m. de Jaarverslagen 1975 en 1976, Rijksadministratief Centrum, Esplanadegebouw, 1010 Brussel).

M.J. SNEL.

## TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ . . . . .	3
SAMENVATTING . . . . .	3
INTRODUCTION . . . . .	5
1. Ampleur des ressources et motivations du dessalement . . . . .	5
2. Délimitation des eaux salines . . . . .	6
3. Applications actuelles du dessalement . . . . .	7
I. ASPECTS TECHNIQUES DU DESSALEMENT . . . . .	9
1. <i>Techniques de distillation</i> . . . . .	9
A. Distillation par bouilleurs à tubes submergés à simple ou à multiples effets . . . . .	9
B. Distillation par évaporateurs à longs tubes verticaux (LTV) . . . . .	12
C. Distillation à détente étagée (MFD) . . . . .	12
D. Distillation par thermocompression . . . . .	17
E. Distillation par contact direct . . . . .	17
F. Procédé de distillation H.T.M.E. . . . .	19
G. Distillation par insolation . . . . .	19
2. <i>Congélation</i> . . . . .	21
3. <i>Electrodialyse</i> . . . . .	21
4. <i>Osmose inversée</i> . . . . .	23
5. <i>Osmose à diffusion de vapeur</i> . . . . .	26
6. <i>Déminéralisation par échange d'ions</i> . . . . .	27
7. <i>Déminéralisation par formation d'hydrates</i> . . . . .	27
8. <i>Extraction par solvant</i> . . . . .	27
9. <i>Processus liés à des modalités de récupération énergétique:</i>	28
A. Récupération de l'énergie solaire en distillation . . . . .	28
B. Récupération des chaleurs perdues dans les installations de force motrice . . . . .	31
C. Récupération de la chaleur de fission nucléaire . . . . .	32

II. CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES COMPARÉES DES PROCÉDÉS D'ADOUCCISSEMENT DES EAUX SALINES . . . . .	33
1. <i>Comparaison des techniques distillatoires</i> . . . . .	33
A. Distillation par évaporateurs à tubes submergés . . . . .	34
B. Procédé L.T.V. . . . .	35
C. Distillation à détente étagée ou multiflash . . . . .	35
D. Distillation par compression de vapeur . . . . .	37
E. Distillation par contact direct et échangeur liquide-liquide . . . . .	39
F. H.T.M.E. . . . .	39
G. Distillation par insolation . . . . .	41
H. Production combinée d'eau douce et d'électricité . . . . .	42
2. <i>Techniques d'adoucissement des eaux saumâtres</i> . . . . .	45
A. Congélation . . . . .	45
B. Electro dialyse . . . . .	46
C. Osmose inverse . . . . .	47
D. Osmose à diffusion de vapeur . . . . .	48
3. <i>Procédés chimiques</i> . . . . .	49
A. Dessalement par échange d'ions . . . . .	49
B. Procédés d'extraction par gaz hydrates et par solvants . . . . .	49
III. ASPECTS ÉCONOMIQUES DU DESSALEMENT . . . . .	50
1. <i>Le problème du prix de revient</i> . . . . .	50
2. <i>Oplimisation</i> . . . . .	52
3. <i>Approche économique du marché</i> . . . . .	56
4. <i>L'avenir des centrales mixtes</i> . . . . .	58
5. <i>Avantages de la normalisation</i> . . . . .	63
6. <i>Perspectives de débouchés</i> . . . . .	64
7. <i>Champ d'application du dessalement</i> . . . . .	66
8. <i>Choix du procédé de dessalement</i> . . . . .	67
A. Distillation . . . . .	67
B. Thermocompression . . . . .	71
C. Distillation solaire . . . . .	71
D. Dessalement à partir de l'énergie de fission en centrale mixte . . . . .	72
E. Thermocompression en centrale mixte . . . . .	74
F. Filtration sur résines . . . . .	74



G. Congélation . . . . .	75
H. Osmose inversée . . . . .	75
I. Electrodialyse . . . . .	76
J. Extraction par solvant . . . . .	76
K. Formation d'hydrates . . . . .	77
IV. CONCLUSION . . . . .	78
1. Position et importance du problème . . . . .	78
2. Avantages spécifiques du dessalement . . . . .	80
Bijlage: Bijkomende inlichtingen in verband met de mededeling van Confrater A. CLERFAYT getiteld „Conversion des eaux salines au stade actuel” . . . . .	82
TABLE DES MATIÈRES . . . . .	84



---

Achévé d'imprimer le 31 mars 1978  
par l'Imprimerie SNOECK-DUCAJU en Zoon, N.V., Gand