



TOGETHER
for a sustainable future

OCCASION

This publication has been made available to the public on the occasion of the 50th anniversary of the United Nations Industrial Development Organisation.



TOGETHER
for a sustainable future

DISCLAIMER

This document has been produced without formal United Nations editing. The designations employed and the presentation of the material in this document do not imply the expression of any opinion whatsoever on the part of the Secretariat of the United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) concerning the legal status of any country, territory, city or area or of its authorities, or concerning the delimitation of its frontiers or boundaries, or its economic system or degree of development. Designations such as “developed”, “industrialized” and “developing” are intended for statistical convenience and do not necessarily express a judgment about the stage reached by a particular country or area in the development process. Mention of firm names or commercial products does not constitute an endorsement by UNIDO.

FAIR USE POLICY

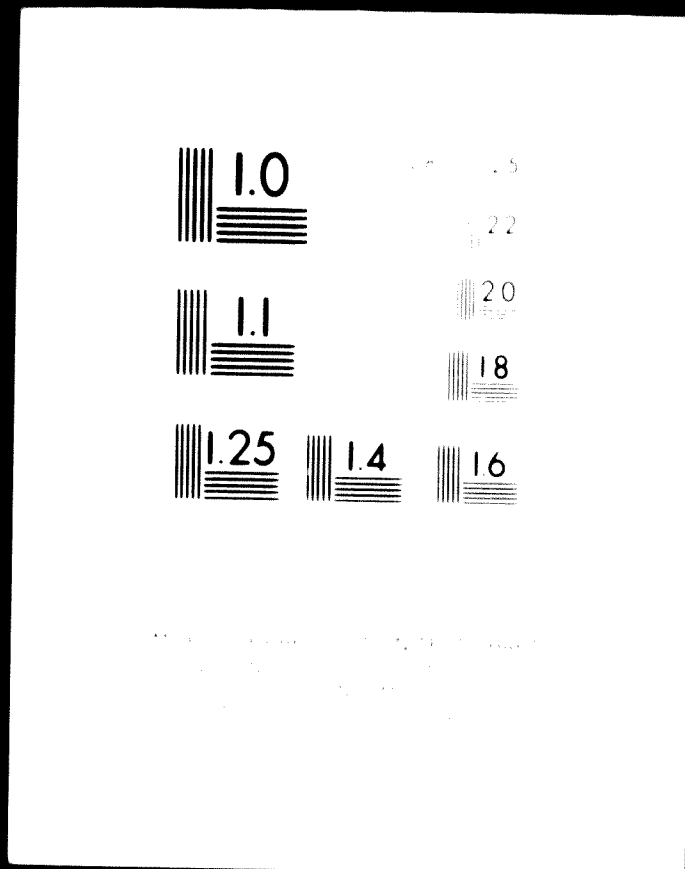
Any part of this publication may be quoted and referenced for educational and research purposes without additional permission from UNIDO. However, those who make use of quoting and referencing this publication are requested to follow the Fair Use Policy of giving due credit to UNIDO.

CONTACT

Please contact publications@unido.org for further information concerning UNIDO publications.

For more information about UNIDO, please visit us at www.unido.org

1 OF 2



24 x F

7-11-53
FEDERAL BUREAU OF INVESTIGATION
WASHINGTON, D. C.
1953

01053

(1 of 2)

2-11-53

MEMORANDUM

Premier

MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR
FROM: [redacted]
SUBJECT: [redacted]

A. Delyannis

ENTRE D'ETUDES INDUSTRIELLES
DU MAGHREB
TANGER

ETUDE SUR LE DESCALCIMENT
DE L'EAU DE MER

DEUXIEME VOLUME

POSSIBILITES DE DESCALCIMENT DE
L'EAU DE MER DANS LES PAYS DU
MAGHREB

février 1971

**CENTRE D'ETUDE INDUSTRIELLES
DU MAGHREB**

Le présent document est extrait de l'étude :

ETUDE SUR LE DESSALEMENT DE L'EAU DE MER

qui comprend deux volets :

PREMIER VOLET : Etude technico-économique

DEUXIEME VOLET : Possibilités de dessalement
de l'eau de mer dans les
pays du Maghreb

Cette étude a été réalisée par le Centre d'Etudes Industrielles
du Maghreb * à la demande des Etats maghrébins.

Ont participé à l'élaboration de cette étude :

A. DELYANNIS

Expert des N.U
en dessalement
d'eau

M. CHINE

Ingénieur char-
gé du dessalement
à la SONEDE
(Tunisie)

H. SKALLI

Expert au CEIM

M. BENTAHIL

Expert au CEIM

* Le Centre d'Etude Industrielles du Maghreb bénéficie pour une période
de sept ans de l'assistance technique de l'Organisation des Nations-Unies
pour le Développement Industriel (CNUDI).

TABLE DES MATIERES

	<u>-PAGES-</u>
I INTRODUCTION	1
II L'EAU COMME UTILITE PUBLIQUE	2
1/ L'eau potable	3
2/ Estimation des besoins	4
III LE DESSALEMENT	8
1/ L'eau de mer comme matière première	11
2/ Les procédés de dessalement	12
3/ Energie nécessaire pour le dessalement	13
IV LES PROCEDES DE DISTILLATION	20
1/ Distillation à simple effet	22
2/ Distillation à effets multiples	26
3/ Traitement de l'eau de mer	29
4/ La corrosion	32
5/ Distillation instantanée par détente	32
6/ La recirculation de la saumure	35
7/ Elimination des surfaces d'échange thermique	36
8/ Distillation avec compression de vapeur	38
9/ Combinaison de divers procédés	41
V LES INSTALLATIONS MIXTES DE PRODUCTION DE L'ELECTRICITE ET DE DISTILLATION	48
1/ L'énergie nucléaire comme source de chaleur	49
2/ L'énergie nucléaire et conventionnelle	52
3/ Investissement et prix de revient de l'eau	56
VI DISTILLATION SOLAIRE	60
1/ Mécanisme de fonctionnement	61
2/ Modèles de construction	62
3/ Distillation du type serre	63
4/ Rendement	66
5/ Fonctionnement des distillateurs	68
6/ Collecte des eaux de pluie	68
7/ Considérations économiques	70

	<u>-PAGES-</u>
VII ECHANGE D'IONS	71
1/ Adoucissement de l'eau	71
2/ Résines synthétiques	71
3/ Frais de régénération	72
4/ Application pratique du procédé	72
5/ Procédé Dosal	73
6/ Procédé Sul-Bisul	73
7/ Procédé du Consiglio Nazionale delle Ricerche	74
8/ Procédé Asahi	74
9/ Procédé Chem. Seps	75
10/ Autres procédés	75
11/ Application des procédés d'échange d'ions	76
VIII ELECTRODIALYSE	79
1/ Application industrielle	79
2/ Prétraitement de l'eau brute	81
3/ Nombre d'unités d'électrodialyse	81
4/ Rapport entre saumure et eau produite	82
5/ Consommation d'énergie	82
6/ Main d'œuvre	83
7/ Remplacement des membranes détériorées	83
8/ Domaine d'application du procédé	83
IX OSMOSE INVERSE	84
1/ Principe	84
2/ Les membranes	85
3/ Propriétés des membranes	85
4/ Prétraitement de l'eau	86
5/ Application industrielle	87
6/ Haute pression	88
7/ Coût de production de l'eau	89
X LES PROCÉDES DE CRISTALLISATION	91
1/ Procédé direct de congélation	91
2/ Procédé indirect	92
3/ Procédé aux hydrates	92
XI AUTRES PROCÉDES DE DESSALEMENT	93
1/ Extraction liquide-liquide	93
2/ Procédé osmomique	93
3/ Piezo - Dialyse	94
4/ Evacuation par transport	94
5/ Thermo - osmose	94

	<u>-PAGES-</u>
XI/ CONSIDERATIONS ECONOMIQUES	95
1/ Généralités	95
2/ Procédés de distillation	98
3/ Electrodialyse	102
4/ Facteur de charge	105
5/ Rejet de la saumure	107
6/ Qualité de l'eau produite	108
XII/ L'EAU DESSALEE EN AGRICULTURE	110
1/ Complexes agro-industriels	111
2/ Première étude	111
3/ Deuxième étude	112
4/ Etude mexico-américaine	113
5/ Le centre de recherches à Abu Dhabi	113
XIV/ PRODUITS CHIMIQUES DE L'EAU DE MER	114
1/ Production de sel marin	114
2/ Production du brève	114
3/ Sels de potasse	115
4/ Chlorure de magnésium	115

LISTE DES TABLEAUX

- 1 Usines de dessalement dans le monde
- 2 Capacité totale des usines de dessalement
- 3 Usines de dessalement à grande capacité
- 4 Salinité dans diverses régions maritimes
- 5 Composition ionique de l'eau de mer
- 6 Composition moléculaire de l'eau de mer
- 7 Enthalpies de l'eau et de la vapeur saturante
- 8 Comparaison des usines de dessalement de 20 Mg/d
- 9 Les plus importants distillateurs solaires dans le monde
- 10 Caractéristiques du dessalement par osmose inverse
- 11 Données uniformes admises pour le calcul du prix de revient de l'eau dessalée
- 12 Investissement et prix de revient de l'eau dessalée par le procédé de distillation à détente
- 13 Investissement et prix de revient de l'eau dessalée par le procédé de comparaison de vapeurs, combiné avec des évaporateurs à longs tubes verticaux et la distillation à détente
- 14 Investissement et prix de revient de l'eau dessalée par le procédé d'électrodialyse
- 15 Influence du facteur de charge sur le prix de l'eau dessalée

LISTE DES FIGURES

- 1 Dessalement de l'eau de mer sur un navire antique
- 2 Schéma d'un évaporateur à simple effet
- 3 Coupe d'un évaporateur à longs tubes verticaux
- 4 Installation de distillation à effets multiples par évaporateurs à longs tubes verticaux
- 5 Distillation instantanée par détente
- 6 Distillation instantanée par détente à plusieurs étages et un seul effet
- 7 Distillation instantanée par détente à plusieurs étages avec recirculation de saumure
- 8 Distillation instantanée par détente à plusieurs étages et plusieurs effets
- 9 Élimination des surfaces d'échange thermique aux condenseurs
- 10 Échange de chaleur liquide-liquide et élimination des condenseurs
- 11 Distillation avec compression de vapeur
- 12 Combinaison de la distillation par détente avec la compression de la vapeur
- 13 Combinaison de la distillation par détente avec la compression de vapeur et avec des évaporateurs à longs tubes verticaux
- 14 Turbine à contre-pression pour la production d'électricité et de la vapeur de chauffe
- 15 Turbine à contre-pression avec by-pass
- 16 Combinaison d'une turbine à contre-pression et d'une turbine à condenseur
- 17 Combinaison d'une turbine à contre-pression avec un détenteur de vapeur

- 18 Tendence de la capacité de soixante réacteurs
- 19 Tendence du coût d'installation de soixante réacteurs
- 20 Investissement pour usines de distillation par détente à plusieurs étages
- 21 Distillateur solaire du type américain avec toiture en verre
- 22 Distillateur solaire du type australien
- 23 Distillateur solaire du type grec
- 24 Distillateur solaire avec toiture en Tedlar gonflé
- 25 Distillateur solaire avec toiture en Tedlar en /
- 26 Schéma d'un distillateur solaire

I N T R O D U C T I O N

Le problème posé par le manque d'eau était auparavant lié à la notion des zones arides. A l'heure actuelle, certains pays qui sont en fait abondamment favorisés par la nature en réserves d'eau, se heurtent à des problèmes de plus en plus importants quant à leur approvisionnement en eau.

Tenant compte de l'accroissement de la consommation de l'eau par tête d'habitant, de l'amélioration du standard de vie, du nombre d'habitants, du gaspillage inconsidéré de l'eau dans plusieurs grandes villes et surtout de la pollution progressive des eaux naturelles liée au développement de l'industrie, ces pays sont arrivés à un point tel que, la demande, toujours croissante, ne peut plus être satisfaite par les réserves existantes en eau naturelle. Dans cette situation, il ne s'agit pas uniquement de la quantité, mais aussi de la qualité de l'eau qui a un rôle décisif à jouer.

Certes, les mesures législatives prises contre la pollution représentent un remède partiel en ce qui concerne la qualité de l'eau ; mais le problème reste entier en ce qui concerne la disponibilité en eau. On était donc obligé de l'acheminer à travers des distances de plus en plus grandes afin d'en assurer la qualité et la quantité nécessaires. D'où augmentation des frais de transport et partant du "prix" de l'eau.

Le manque de ressources suffisantes en eau de bonne qualité, a enfin conduit à l'exploitation des réserves pratiquement illimitées de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Les méthodes conventionnelles de traitement de l'eau ne sont pas suffisantes, car il ne s'agit plus d'une simple amélioration de la qualité de l'eau, mais d'une transformation de sa composition chimique. Il a fallu découvrir de nouveaux procédés qui puissent être adaptés à la matière première "eau de mer", c'est ainsi que l'ère du dessalement fut inaugurée.

II L'EAU COMME UTILITE PUBLIQUE

L'eau était ainsi créée généralement comme un don de la nature. On admettait, comme pour l'air, qu'elle existe en quantités appropriées. Suivant cette conception originelle, l'eau ne pouvait avoir de "prix" de vente.

L'homme a commencé à utiliser des agglomérations primitives en endroits favorables en eau (sources, ruisseaux ou lacs) ; l'homme primitif, à la mesure de ses moyens, creusait des puits. Ainsi, de fraîche date, des quantités suffisantes et d'eau pour la vie humaine étaient disponibles.

Avec le développement de l'urbanisme, les villes se créèrent aux abords des fleuves ; les pays eux-mêmes virent le jour le long des cours d'eau. L'Égypte et le Mécatée considéraient l'Égypte comme un "don du fleuve" et l'Égypte n'a pas manqué de donner des preuves irréfutables pour justifier cette désignation. On peut dire le même de la civilisation qui s'est développée en Mésopotamie.

Aux temps modernes, l'Autriche et les pays de l'Europe centrale se développèrent aux abords du Danube ; l'Allemagne, aux abords du Rhin et de l'Elbe ; la France aux abords du Rhône, de la Loire et de la Seine ; Londres sur les berges de la Tamise pour ne citer que ces exemples.

L'abondance de l'eau des rivières par rapport aux besoins d'un fait qu'en ne donnait à l'eau aucune valeur commerciale on la considérait purement et simplement comme un don de la nature pour des agglomérations en état de développement. Cette thèse a prévalu jusqu'au moment où les besoins ont dépassé la disponibilité locale en eau. Au surplus, l'eau devenait progressivement polluée par l'effet des effluents des agglomérations urbaines. L'eau des rivières étant devenue non potable, il a fallu chercher l'eau potable vers les distances plus ou moins lointaines. Dans l'Antiquité, les Égyptiens et les Romains passeront maîtres dans la technique du transport de l'eau. Aux temps modernes, des problèmes sanitaires sont venus se greffer aux problèmes du transport : l'eau, pour être réputée saine et potable, devait être traitée, ce qui nécessite des investissements et des frais d'opération de plus en plus importants pour assurer la quantité et la qualité de l'eau désirée. Ainsi, un "prix" devait être fixé à l'eau actuellement prise à la disposition des citoyens.

-1- L'EAU POTABLE

L'ap,pr visuellement qu'une eau potable provient de la pluie et des phén,ômes atmosphériques. La pluie tombe des nues et des rivières sur le sol ; elle pénètre partiellement le sol et constitue les réservoirs et les courants souterrains dans les couches profondes. En général, l'eau de la nappe venue par les courants superficiels ou souterrains vers la mer assèchent par la, le cycle de l'eau dans la nature. En effet, l'origine de l'eau dans l'atmosphère provient de l'évaporation des eaux océaniques et terrestres.

Aristote (1) écrit avec une exactitude surprenante le cycle de l'eau dans la nature. "Les s,ols -dit-il- en se desséchant et par suite, par leurs respirations et échauffement et par leur action il fait élever journellement l'eau la plus fine et la plus douce vers les hauteurs ; elle se transforme ensuite en vapeurs qui montent en formant de l'eau ; celle-ci tombe à nouveau sur la terre. L'eau s'élève, lorsqu'elle est transformée en vapeur devient douce, mais la vapeur, quand elle est à nouveau condensée n'a pas la faculté de former des s,ols".

En suivant son cours vers la mer, l'eau terrestre ou souterraine s'enrichit en s,els. Elle peut devenir légèrement salée ou tout à fait saumâtre.

Le genre et la qualité des s,els dissous dépendent des minéraux solubles que rencontrent les eaux souterraines dans leur cours. Les s,els dissous peuvent exercer une influence sur le goût et l'utilité de l'eau. Surtout une concentration importante et inhabituelle de certains s,els indésirables, peuvent rendre l'eau hors d'usage.

Les eaux naturelles sont classées plus ou moins arbitrairement, en point de vue de leur contenu en s,els en :

- eau potable de bonne qualité : contenance maximale : 1000 mg/l de s,els dissous.
- eau légèrement salée : contient jusqu'à 1.000 mg/l de s,els dissous. Cette eau est considérée comme eau potable.
- eau légèrement saumâtre : contient 1.000 à 2.000 mg/l de s,els dissous. Elle est tolérée dans certains régions arides et elle est utilisée comme eau potable et de boisson.

7. La fonction de répartition $F(x)$ de X est la fonction définie par :

$F(x) = P(X \leq x)$ pour tout $x \in \mathbb{R}$.

7.1. Propriétés : F est croissante, bornée, continue à droite.

7.2. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3. La fonction de répartition

7.3.1. Propriétés : F est croissante, bornée, continue à droite.
7.3.2. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3.3. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3.4. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3.5. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3.6. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

7.3.7. Exemple : Soit X une variable aléatoire continue. On a :
 $F(x) = \int_{-\infty}^x f(t) dt$ où f est la densité de probabilité de X .

particulièrement, le rôle, l'absence de chasses d'eau dans les
tunnels est chose inadmissible pour la génération actuelle.

Le consommeur de l'eau est l'habitude exprimée en
litres par tête et par jour. Cette donnée n'est, plutôt qu'un chiffre
statistique, non représentatif des véritables besoins, si bien qu'en
général, il est très difficile dans les comparaisons de chiffres.
Cependant, en se tenant au même niveau de développement d'une région donnée,
la consommation de consommeur en eau peut exprimer la quantité
de l'usage industriel ou domestique ou usage domestique. Au
surplus, les chiffres comparatifs de consommation spécifique, dé-
pendent étroitement du développement du pays en question.

En Angleterre, la consommation domestique s'élève
en moyenne à 150 litres par tête et par jour avec une variation de 140
à 160 litres d'une ville à l'autre. On estime que les chiffres tendent
à varier entre 200 et 300 litres par tête par semaine d'usage de la
consommation des facilités domestiques.

Aux Etats-Unis, l'usage domestique s'élève à 200
litres par tête et par jour et il est à noter que dans
les Etats-Unis, la consommation spécifique est en moyenne de 150
à 200 litres.

Dans les pays en voie de développement, la consommation
domestique est souvent limitée par la possibilité d'acquiescence
des services d'approvisionnement; elle ne reflète pas réellement
les besoins effectifs et la consommation potentielle dans le cas d'
une production suffisante. Cependant, on peut considérer dans ces
pays une consommation minimale de 100 litres par tête et par jour
pour les services les plus essentiels.

Bien que l'approvisionnement en eau industrielle ne
soit pas traité dans la présente étude, on peut mentionner qu'un nombre
de petites industries consomment de grandes quantités d'eau plus ou
moins constantes, telles les papeteries, les blanchisseries, l'hu-
tellerie, les restaurants, etc..., et sont par nécessité branchés sur
le réseau public. Leur consommation doit donc s'ajouter à la consommation
domestique.

Il faut aussi prendre en considération les quantités d'eau plus ou moins importantes utilisées dans l'élevage (eau de boisson et de nettoyage des tables), la floriculture, l'horticulture et notamment l'arrosage des jardins dans les régions touristiques.

Lorsqu'on estime la consommation de l'eau à la source, il faut tenir compte des pertes de transmission qui peuvent être très importantes. En Angleterre, une perte de 10 % durant le transport est considérée comme satisfaisante ; aux Etats-Unis, on estime que les pertes de transmission varient entre 5 et 45 % ; plusieurs villes européennes enregistrent des pertes s'élevant jusqu'à 30 % sans que les pertes soient d'autant plus importantes que la longueur totale du réseau est plus grande et que le transport est effectué sur une grande distance.

Dans le cas de l'approvisionnement par dessalement, l'usine de conversion de l'eau salée est habituellement située à proximité du centre de consommation et les pertes sont par conséquent limitées au réseau de la ville même.

III LE DESSALEMENT

Le dessalement de l'eau de mer et de l'eau saumâtre comme moyen d'approvisionnement des régions en pénurie d'eau et des régions arides, n'a été si généralisé surtout depuis une quinzaine d'années. La déminéralisation de l'eau était déjà pratiquée auparavant, mais on l'utilisait surtout pour assurer l'alimentation des chaudières des centrales électriques, la capacité des installations était plus ou moins petite.

Il y a deux régions dans le monde qui présentaient un intérêt industriel ou touristique et où le dessalement avait en premier lieu pour but de fournir de l'eau potable. Il s'agit des Iles Caraïbes et du Golfe Persique.

Les tableaux 1 à 3 mentionnent l'ensemble des usines de dessalement existantes dans les régions suivantes :

1. Etats-Unis et leurs territoires
2. Iles Caraïbes
3. Les Amériques (exceptés 1 et 2)
4. L'Europe y compris l'Angleterre et l'URSS.
5. Le Moyen Orient (Golfe Persique)
6. L'Asie et l'Australie
7. L'Afrique.

Le TABLÉAU 1 donne la répartition des usines de dessalement dans les régions mentionnées et dans le monde, selon l'année de mise en marche ou de construction. On n'a pris en considération que les usines de capacité supérieure à 25.000 gallons américains (environ 100m³ par jour) ; les usines d'une capacité inférieure sont de loin les plus nombreuses.

Le tableau fait ressortir la capacité mondiale existante en janvier 1969. Les usines dont la construction a été commencée avant cette date figurent dans les années 1967 ou 1968.

Le TABLEAU 2 fournit la capacité de production totale dans le monde, répartie selon les régions indiquées au tableau précédent. On estime pour 1975, que la capacité totale des usines de dessalement, passera à 4.750.000 m³/jour.

Jusqu'en 1955, la capacité moyenne de production par usine ne dépassait pas les 365 m³/jour. L'eau dessalée était utilisée surtout à des fins industrielles et en particulier à la préparation de l'eau pour l'alimentation des chaudières dans les centrales électriques.

Ce n'est que lorsque le dessalement a commencé à être utilisé pour l'approvisionnement des municipalités en eau potable, que ce procédé occupe une place de plus en plus importante, témoins, l'augmentation importante et continue de la capacité moyenne de production des usines modernes.

Le TABLEAU 3 donne une récapitulation des usines à capacité de production supérieure à un million de gallons US (ou 3.800 m³ par jour). Sauf certaines exceptions d'importance secondaire, la majorité de l'eau produite dans ces usines est destinée à un usage domestique et municipal.

La comparaison des tableaux 2 et 3 montre que 63,6% de la capacité totale des usines de dessalement sont réparties dans cinquante et une usines lesquelles ne représentent que 7,4% du nombre total des usines existantes.

Les tableaux se réfèrent à tous les procédés de dessalement existants. Ils sont représentés dans la capacité totale d'une façon qui est loin d'être uniforme. C'est ainsi que 98% de la capacité totale sont obtenus par des procédés de distillation et les 2% restants, par les procédés ioniques et les procédés de cristallisation. Bien qu'on prévoit une augmentation du total de la capacité mondiale, un déplacement de la répartition entre les procédés ne peut être admis.

Il est évident que le dessalement ne constitue pas une technologie absolument nouvelle. On doit reconnaître que les Etats-Unis ont pris des mesures radicales pour encourager le développement des procédés de dessalement : le Congrès a créé en 1952, l'Office of Saline Water à cause "du manque aigu d'eau qui s'est fait sentir dans les régions arides, et de la consommation excessive de l'eau dans toutes la nation". Le Congrès envisageait ainsi de con-

trouver "au développement des moyens pratiques et économiques, en vue de la production à un prix intéressant d'une qualité d'eau satisfaisantes à partir de l'eau de mer et de l'eau saumâtre pour la consommation dans l'agriculture, l'industrie et pour les besoins publics".

A ces fins, le Congrès a voté, au bénéfice de l'Office of Saline Water, des crédits importants et de plus en plus élevés. Il a même approuvé la construction de cinq usines de démonstration utilisant des procédés différents, dont trois usines avec une capacité importante à l'époque (un million de gallons-3.800 m³/jour). Des stations de recherche ont été créées quelques années plus tard, parmi elles il faut citer la TEST FACILITY à Writhsville Beach sur la côte Est où de nouveaux procédés devaient être développés à l'échelle semi-industrielle et contrôlés du point de vue de leur rendement économique, la DOUCE FACILITY près de San Diego sur la Côte Ouest où les constructions d'éléments en grandeur naturelle seraient mises à l'étude. Un peu plus tard, des installations de recherche similaires furent créées dans d'autres pays p.e. en Ecosse, en Italie, en France et ailleurs.

Ces activités, réparties dans le monde entier, ont contribué sérieusement au développement rapide des procédés de dessalement et par suite, le dessalement est devenu un sujet favori dans les domaines de la recherche et de l'industrie. Des hommes de science et des ingénieurs se réunirent de plus en plus souvent pour exposer les résultats de leurs travaux et profiter des échanges d'expériences. Parmi diverses rencontres d'importance locale, plusieurs congrès et symposiums eurent lieu dans un cadre international.

C'est ainsi que se sont réunis à Athènes en 1962 et 1967, le premier et le deuxième symposium "Eau douce à partir de l'eau de mer". Le premier symposium international sur le dessalement a eu lieu à Washington, D.C., en 1965. Le troisième symposium international "Eau douce à partir de l'eau de mer" s'est tenu à Lubrevnik en 1970 et le quatrième aura lieu à Londres en juin 1973.

Le symposium de Washington a été organisé par l'Office of Saline Water et le State Department des Etats-Unis. Par contre, les quatre symposiums "Eau douce à partir de l'eau de mer" ont été convoqués par le Groupe de Travail au même nom créé par la Fédération Européenne du Génie Chimique.

En regard de ces activités d'ordre scientifique et technique, le dessalement est devenu aussi un sujet favori pour la

pressé. Certains enthousiastes proclamèrent que "même les déserts vont fleurir". Certes, il n'est pas exclu que les déserts fleurissent un jour, mais il faut se garder de considérer le dessalement comme un problème entièrement résolu. On doit plutôt garder un optimisme nuancé.

Le recours au dessalement n'est justifié que dans la mesure où toutes les autres ressources sont épuisées ou non existantes. Par contre, il peut être question de recourir aux procédés de dessalement pour l'approvisionnement des communes en eau potable, si les réserves naturelles se trouvent à une distance telle que les frais occasionnés par le transport deviennent plus importants que le coût de l'eau dessalée.

11 - L'EAU DE MER COMME MATIERE PREMIERE

Tant que les eaux terrestres présentent une composition très variée en sels dissous, les eaux océaniques possèdent une salinité et une composition chimique relativement stables dues au brassage des courants marins. Néanmoins, dans certaines régions marines éloignées, la salinité est déterminée par le rapport de l'évaporation et de l'importance des rivières qui s'y jettent. Les valeurs moyennes caractérisant la salinité dans diverses régions maritimes sont reproduites au tableau 4.

La notion de "l'eau de mer normale" a été introduite à cause de l'uniformité des sels qui y sont dissous. Cette notion est attribuée en principe à une eau contenant à peu près 35,000 mg de sels par litre, moins que le contenu en sels dans une eau spécifique ne soit connue. Le tableau 5 fournit la composition ionique des principaux constituants de l'eau de mer normale telle qu'elle a été définie par le Laboratoire Hydrographique de Copenhague, au Danemark, et de l'eau de mer ordinaire (3).

Le tableau 6 fournit la composition moléculaire probable de l'eau de mer. On remarquera qu'il existe trois formules permettant la préparation de solutions d'une composition voisine de celle de l'eau de mer. Leur composition a été ajustée de façon à ce que les solutions avec une chloruration (en grammes de chlore par kg d'eau de mer) de 19,00. Elle correspond approximativement aux combinaisons hypothétiques existantes dans l'eau de mer.

A part les sels dissous, tous les gaz atmosphériques se retrouvent en solution dans l'eau de mer. En plus de l'oxygène et de l'azote, le dioxyde de carbone existe en quantité

importante, sous forme de bicarbonate et carbonate. Les gaz rares, l'ammoniac et quelquefois l'hydrogène sulfuré sont également présents dans l'eau de mer.

L'oxygène et l'acide carbonique ont une importance particulière à cause de leur action corrosive. De l'acide carbonique se forme en plus durant le traitement de l'eau de mer, par décomposition des bicarbonates et des carbonates.

-2- LES PROCÉDES DE DESSALEMENT

Plusieurs procédés de dessalement ont été développés et ont reçu une application à l'échelle industrielle. Parmi ces procédés, on distingue ceux qui éliminent les sels de l'eau et ceux qui séparent l'eau pure de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre. L'application de ces procédés dépend du contenu en sels de l'eau brute disponible (4).

Les sels peuvent être éliminés de la solution au moyen de l'électrolyse, de l'échange ionique et de l'extraction liquide-liquide. Seule l'électrolyse et jusqu'à un certain degré l'échange ionique ont pu être suffisamment développés pour permettre une application industrielle. Le rendement économique est étroitement lié dans ces procédés au contenu en sels de l'eau brute. Ces procédés sont donc avantageusement appliqués au dessalement des eaux légèrement saumâtres ne dépassant pas en principe 5.000 mg/l en sels dissous.

La séparation de l'eau pure des solutions salines se fait principalement par évaporation ou distillation. La cristallisation par congélation et la formation d'hydrates, ainsi que l'osmose inverse sont des procédés alternatifs utilisés dans la séparation de l'eau fraîche à partir de l'eau salée. La chaleur latente de changement de phase joue un rôle important dans le procédé de distillation ainsi que dans le procédé de congélation, mais la salinité de l'eau n'influence pas sérieusement le rendement économique. Ces deux procédés sont donc bien applicables dans le dessalement de l'eau de mer malgré la présence importante de sels.

En revanche, dans l'osmose inverse, la contre-pression osmotique nécessaire dépend largement du contenu en sels de l'eau brute. Néanmoins, l'application des contre-pressions élevées impose des contraintes sur les membranes, ce qui diminue leur vie et réduit leur rendement. C'est pour cette raison que l'osmose inverse est surtout applicable au traitement des eaux saumâtres.

Le procédé le plus développé à grande échelle est par excellence la distillation de l'eau de mer. Par ce procédé, des capacités de plus en plus importantes ont pu être réalisées. Parmi les procédés de distillation, celui de l'évaporation instantanée par détente est le plus important. On notera que la majorité écrasante des grandes usines de dessalement est basée sur ce procédé. Les avantages économiques ont été signalés dans les diverses variations du procédé.

L'électrodialyse est le procédé le plus développé pour les eaux saumâtres dans des installations à capacités limitées. Néanmoins, il existe actuellement une usine en construction avec une capacité projetée de 4.500 m³/j dépassant de plusieurs fois la capacité des autres usines employant l'électrodialyse.

La distillation solaire est un procédé également bien développé, mais elle se borne à la production de quantités journalières très limitées. C'est un procédé spécialement indiqué pour l'approvisionnement de petites communes isolées, dans des régions disposant d'une radiation solaire abondante.

- 3- ENERGIE NECESSAIRE POUR LE DESSALEMENT

Une grande partie des frais de conversion de l'eau salée est due à l'énergie nécessaire pour maintenir le procédé, dans un procédé idéal, c'est-à-dire où l'eau distillée et la saumure quittent le système à la même température et à la même salinité, auxquelles l'eau de mer a été introduite. L'énergie théorique nécessaire pour produire 1 m³ d'eau serait d'environ 0,75 Kwh, indépendamment du procédé utilisé. Cependant, ces conditions thermodynamiques idéales ne sont pas valables dans la pratique. En effet, l'énergie nécessaire varie avec la température de l'eau brute d'alimentation et avec l'augmentation de la salinité dans la saumure résiduelle. Une énergie considérable est également exigée dans l'usine de dessalement pour l'alimentation des pompes, ainsi que pour couvrir les pertes inévitables.

Compte-tenu de tous les auxiliaires et de toutes les pertes, on peut considérer que la quantité pratique minimale d'énergie nécessaire pour le dessalement de l'eau de mer s'élève à 3,5 Kwh par m³ environ sans prendre en considération l'énergie nécessaire pour élever l'eau de mer jusqu'au niveau de l'installation de dessalement. L'énergie consommée réellement, selon la capacité de l'installation et le procédé appliqué, peut dépasser dans certains cas et de beaucoup le chiffre indiqué. Elle peut varier entre 4 Kwh/m³ dans le cas de l'osmose inverse, et 10 Kwh/m³ dans le cas de la distillation par thermo-compression opérée dans de petits appareils domestiques.

(1. b. l. a. b. 1)

USINES DE FILAGE DANS LE MONDE

ANNÉES	1	2	3	4	5	6	7	MONTE
1928				1				1
1929		1						1
1930	5	2	1					1
1931	2						1	9
1932	3							2
1933	2							3
1934	2							2
1935	3			1				2
1936	6							9
1937	2			2				9
1938	2			1				8
1939	14			4				3
1940	6		1	5				15
1941	1							12
1942	6	1		1				1
1943	22			1	1			5
1944		1		5		1		24
1945	2			6				7
1946	1			1		1		9
1947	1			3				2
1948	1			8		1		5
1949	4			2	1			15
1950	24			14				7
1951	20		1	9				31
1952	15	1	1	7	1		2	32
1953	5			9	1	1	2	25
1954	20		2	5	3			15
1955	10		2	5	2	1		31
1956	5	1	4	3	1			23
1957	15	1	3	1	3	2		15
1958	11		2	7	4		2	30
1959	10	1	2	2	3		1	25
1960	10	2	1	2	5	1	3	20
1961	5	3	2	4	9	2		24
1962	11	3	1	4	2	3	1	35
1963	5	2	1	6	4	4	4	25
1964	7	2	3	11	5	6	6	32
1965	16	2	4	16	13	6	5	39
1966	23	2	1	6	15	4	5	57
(1)	3	1		3			5	12
TOTAL.....	322	26	33	150	74	30	43	686

(1) Année de construction inconnue

(TABLEAU 2)

CAPACITE TOTALE DES USINES DE LESSALEMENT

(NOMBRE :	(R E G I O N S :	(NOMBRE :	(CAPACITE :
(:	(:	(D'USINES :	(m3/jour :
(1 :	(Etats-Unis et territoires :	(322 :	(202.900 :
(2 :	(Iles Caraïbes :	(26 :	(70.163 :
(3 :	(Les Amériques, exc. U.S.A. :	(33 :	(46.631 :
(4 :	(Europe :	(156 :	(314.316 :
(5 :	(Moyen-Orient :	(74 :	(236.996 :
(6 :	(Asie et Australie :	(30 :	(17.647 :
(7 :	(Afrique :	(43 :	(49.175 :
(- :	(M O N D E :	(616 :	(939.232 :

(TABLEAU 3)

USINE DE BESSALEMENT A GRANDE CAPACITE

NOMBRE	RÉGIONS	NOMBRE D'USINES	CAPACITE m3/jour
1	Etats-Unis	12	72.656
2	Iles Caraïbes	7	52.223
3	Amérique, exc. U.S.A.	2	33.972
4	Europe	6	76.019
5	Moyen-Orient	17	159.211
6	U. R. S. S.	3	139.159
7	Afrique (Espagne)	2	24.882
-	TOTAL	51	597.323

(T A B L E A U 4)

SALINITE DANS DIVERSES REGIONS MARITIMES

EN ‰/1

MER BALTIQUE.....	7.000
MER CASPIENNE.....	13.000
MER NOIRE.....	20.000
OCEAN BLANC.....	21.000
MER ARABIQUE DU SUD.....	29.000
OCEAN PACIFIQUE.....	33.000
OCEAN ATLANTIQUE.....	35.000
MER MEDITERRANEE.....	38.000
MER ROUGE.....	43.000
KARA BOGAZ (CASPIENNE).....	164.000

TABLE 1

ANALYSIS OF MOLECULAR WEIGHT DISTRIBUTION OF POLYMER

	de CUMULATIVE (1947)	PERCENTAGE (SUBTOTAL, 1947)	LYNCH AND FLEMING (1947)
	20,727	20,51	23,57
	,721	,725	,74
	2,2	1,667	4,21
(01)	1,153	1,141	1,141
	-	-	,21
(01)	,17	-	-
	,5	,3	-
	-	-	,2
	-	-	,3
	3,24	3,30	-
	-	-	3,17
	,17	2,22	,192
	,9	-	,2
	,24	-	-
	,15	-	-
	,2	-	-
	,13	-	-
Total	34,447	34,421	34,411
	205,554	205,572	205,517

IV LES PROCÉDES DE DISTILLATION

La distillation est définie comme étant un procédé par lequel une partie d'un liquide est d'abord évaporée pour être ensuite condensée (5). Cette notion de vaporisation suivie de condensation est connue depuis l'antiquité (6).

En plus de la définition d'Aristote (6) mentionnée au cycle de l'eau dans la nature, on peut trouver d'autres notions fort intéressantes sur la distillation dans les textes antiques.

Il est l'ancien, nous informe que les vapeurs qui émergent de la surface de l'eau de mer sont recueillies sur des cloues d'aloë que l'on presse pour en retirer l'eau fraîche. Dioscoride décrit le procédé de distillation et la collecte des vapeurs condensées. Cédépêtre donne, pour sa part, une description complète des distillations au moyen de tubes de refroidissement servant à la condensation des vapeurs. Alexandre d'Alfredisio rapporte que l'on plaçait des pots remplis d'eau de mer au dessus du feu, les vapeurs sont alors condensées au couvercle, l'eau douce étant le liquide condensé. Saint Basile raconte que les marins faisaient bouillir de l'eau de mer dans un pot placé sur un grand feu; ils suspendaient des éponges au-dessus du pot et récupéraient l'eau douce en pressant les éponges (figure 1).

Même de nos jours, les besoins en eau potable sont couverts à bord des grands bateaux par le dessalement de l'eau de mer. C'est plus économique de transporter une unité de dessalement qu'un tonnage de combustible, que d'avoir à bord de grandes réserves d'eau potable.

En technique moderne, l'eau de mer est introduite dans les distillateurs comme solution d'alimentation; elle est soumise jusqu'à ébullition, laquelle dépend de la pression existante. Les sels n'étant pas volatiles dans les conditions de l'ébullition, seul le liquide est évaporé et condensé. Le résidu est une saumure concentrée qui est d'habitude rejetée à la mer.

Le procédé de distillation consiste à fournir de la chaleur au liquide qui est évaporé, les vapeurs sont ensuite condensées dans un condenseur, et la chaleur évacuée vers un système de réfrigération.

F I G U R E 1

DESALLEMENT DE L'EAU DE MER
PAR DISTILLATION SUR UN
NAVIRE ANTIQUE

-
Reproduit avec l'accord de :

U.S. Atomic Energy Authority
-

-1- DISTILLATION A SIMPLE EFFET

L'énergie nécessaire au dessalement par distillation à simple effet est déterminée par la chaleur consommée dans le passage de la phase liquide à la phase vapeur. Dans des conditions normales de température et de pression, l'énergie minimale nécessaire est représentée par l'enthalpie de la vapeur saturante, c'est-à-dire l'enthalpie de l'eau augmentée de la chaleur latente de vaporisation. A 100° C, l'énergie nécessaire est donc :

$$100,1 + 539,0 = 639,1 \text{ kcal/kg.}$$

Le tableau 7 donne diverses valeurs de l'enthalpie de la vapeur saturante selon la température et la pression dominantes.

Au voisinage de la température de 100° C. et en assurant un rendement thermique de 70 à 75 %, la chaleur nécessaire s'élève entre 852 et 913 kcal/kg, soit environ 1.000 KWh par m³ (1.000 kcal = 1,16 KWh) d'eau distillée et ce, dans le cas où il n'y a pas de récupération de chaleur. Cette quantité de chaleur exceptionnellement importante exigée pour la distillation à simple effet, impose comme nécessité le recyclage de la chaleur de condensation et la récupération de l'enthalpie de l'eau. Ceci est d'autant plus valable que l'énergie nécessaire croît avec la température dans la zone de températures applicables au procédé de distillation.

Les évaporateurs à tubes submergés ont été les premiers à être construits et utilisés dans la pratique (7). Cette construction a été développée sous forme d'évaporateurs à longs tubes verticaux, comme éléments de chauffe (LTV, long tube vertical evaporators), à cause des avantages présentés quant à la transmission de la chaleur. La colonne de liquide d'origine ascendante, a été remplacée plus tard par un film liquide descendant, cette construction étant néanmoins en vigueur dans toutes les installations de ce genre.

La figure 2 décrit le schéma d'opération et la figure 3, une coupe verticale simplifiée d'un évaporateur à longs tubes verticaux. L'eau de mer préchauffée est introduite dans une chambre, située en haut de l'évaporateur. Au fond de cette chambre, une planche de distribution règle la répartition uniforme de l'eau de mer dans le faisceau tubulaire vertical. L'eau de mer coule à l'intérieur des tubes, tandis que la vapeur se condense sur leur surface extérieure. L'eau de condensation est récupérée à l'extrémité inférieure du faisceau des tubes. L'eau salée, chauffée pendant sa transmission dans les tubes, est partiellement évaporée. La vapeur et la saumure sont extraites séparément par la chambre inférieure de l'évaporateur. La vapeur est condensée dans un condenseur.

Dans une installation à effet simple, l'eau de condensation de la vapeur de chauffage pourrait être reconduite à la chaudière et l'eau de condensation de la vapeur produite, constituerait alors l'eau douce produite.

Les évaporateurs à longs tubes verticaux offrent les avantages suivants : l'échange de chaleur est considérablement amélioré par unité de surface et le degré d'entartrage est réduit du fait de l'accroissement de la vitesse du film liquide.

TABLEAU 7)

ENTHALPIES DE L'EAU ET DE LA VAPEUR SATURANTE

TEMPERATURE	PRESSION at. abs	ENTHALPIE DE L'EAU Kcal / kg	ENTHALPIE VA- PEUR SATURANTE kcal / kg	CHALEUR DE VAPORISATION Kcal / kg
0	0,00623	0,00	597,3	597,3
25	0,03229	25,033	608,3	583,2
50	0,12570	49,997	619,0	569,0
75	0,39307	74,961	629,3	554,3
100	1,03323	100,01	639,1	539,1
125	2,3266	125,04	648,1	522,7
150	4,1535	151,07	656,0	505,0
175	6,1006	177,01	662,4	485,4
200	15,457	203,59	667,1	463,5
225	26,907	231,05	670,4	438,4
250	41,561	259,35	669,0	419,6
275	61,660	289,21	665,2	376,0
300	87,611	321,22	656,0	335,4
325	122,95	356,73	641,0	284,2
350	169,63	399,17	612,5	213,3
374,15	225,65	490	490	0,0

Figure 2

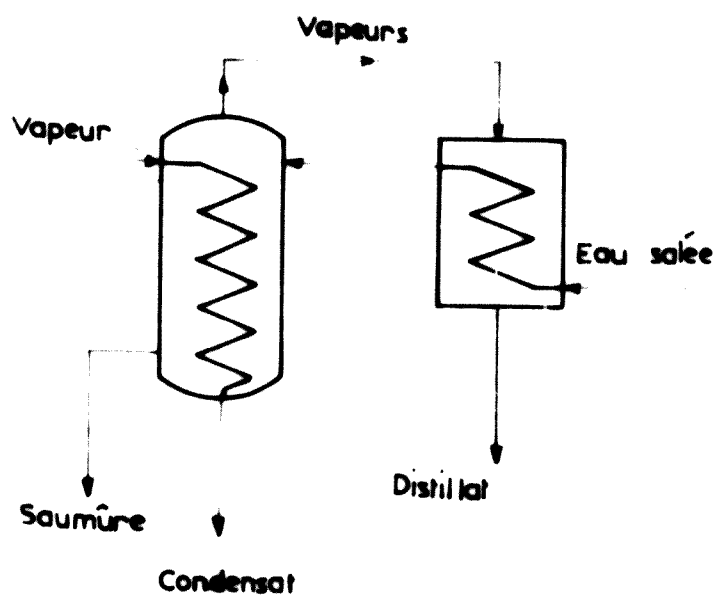
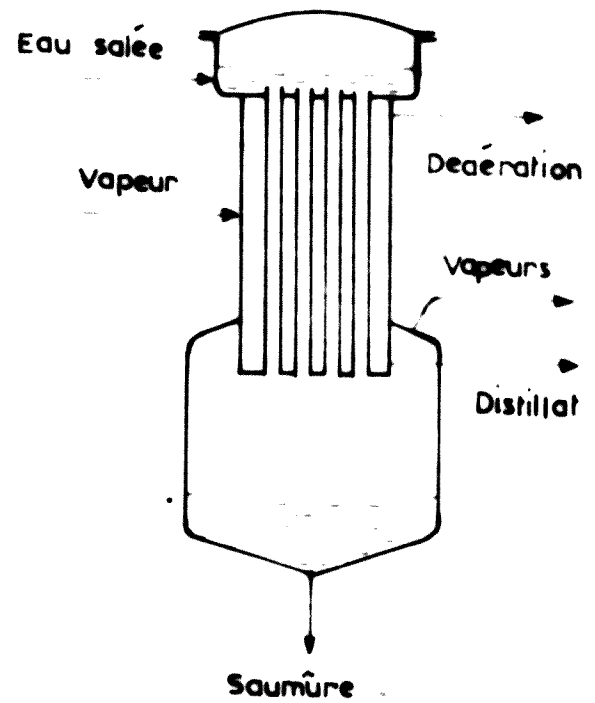


Schéma d'opération d'un évaporateur à simple effet

Figure 3



Coupe d'un évaporateur à longs tubes verticaux

-2- DISTILLATION A EFFETS MULTIPLES

Dans le cas où une installation à simple effet est chauffée par de la vapeur saturante, on peut dire approximativement qu'avec une consommation de un kg de vapeur, on produit un kg d'eau distillée. Néanmoins, si l'on procède à une récupération de chaleur, on peut être amené à produire plusieurs kgs d'eau distillée par kg de vapeur consommée.

Cette opération est obtenue par l'utilisation de la chaleur de condensation de la vapeur produite au premier effet pour chauffer la saumure du deuxième effet et ainsi de suite, tant que la différence de température entre la vapeur condensante et la solution bouillante est assez grande pour servir de force motrice à la vaporisation. Les vapeurs condensées à chaque effet produisent de l'eau douce. La salinité de l'eau produite est d'environ 50 mg/l en raison de l'efficacité des séparateurs d'entraînement.

Théoriquement, pour chaque effet additionnel, il y aurait à récupérer un kg d'eau distillée supplémentaire pour un kg de vapeur introduite initialement au premier effet, auquel cas le rapport entre l'eau produite et la vapeur consommée serait égal au nombre des effets en opération. Or, un tel rapport ne peut être obtenu dans la pratique du fait des pertes de chaleur, des caractéristiques de construction et des différences de température nécessaires comme force motrice, lesquelles consomment une partie de la chaleur de condensation récupérée.

La figure 4 représente le schéma d'une installation de distillation à longs tubes verticaux avec douze effets, tel qu'il a été appliqué au départ à l'usine de démonstration de Freeport, Texas, aux Etats-Unis. L'eau de mer est successivement préchauffée dans une série d'échangeurs de chaleur, en partie par l'eau distillée produite et en partie par de la vapeur secondaire. Elle est ensuite alimentée au premier effet à une température proche de celle de l'ébullition. Au départ du premier évaporateur, l'eau de mer est successivement introduite dans les autres effets par alimentation progressive, cette technique étant considérée comme plus avantageuse pour les procédés de dessalement.

La vapeur produite au premier effet est utilisée principalement comme source de chaleur du deuxième effet et partiellement aux échangeurs de chaleur pour préchauffer l'eau de mer d'une façon successive jusqu'au douzième effet. La température dominante à chaque effet baisse progressivement. La vapeur produite au douzième effet est condensée dans un condenseur ayant la fonction d'un système de rejet de chaleur. La pression est maintenue au niveau approprié par un condenseur barométrique.

L'eau de condensation à chacun des effets et la vapeur condensée aux échangeurs de chaleur constituent l'eau douce produite par l'installation.

Les évaporateurs à tubes étaient munis, dans leur première application, de tubes plats ayant un coefficient de transfert de chaleur déterminé. Les tubes à double cannelure, récemment développés ont un coefficient de transfert de chaleur 2 à 3 fois plus élevé que celui des tubes plats. Il en résulte une réduction de la surface d'échange de chaleur.

Autant le nombre de kgs d'eau douce obtenu par kg de vapeur de chauffe, désigné comme coefficient d'efficacité, est plus élevé, autant le prix de revient de l'eau dessalée est réduit ; mais cela ne veut pas dire qu'il y a proportionnalité directe.

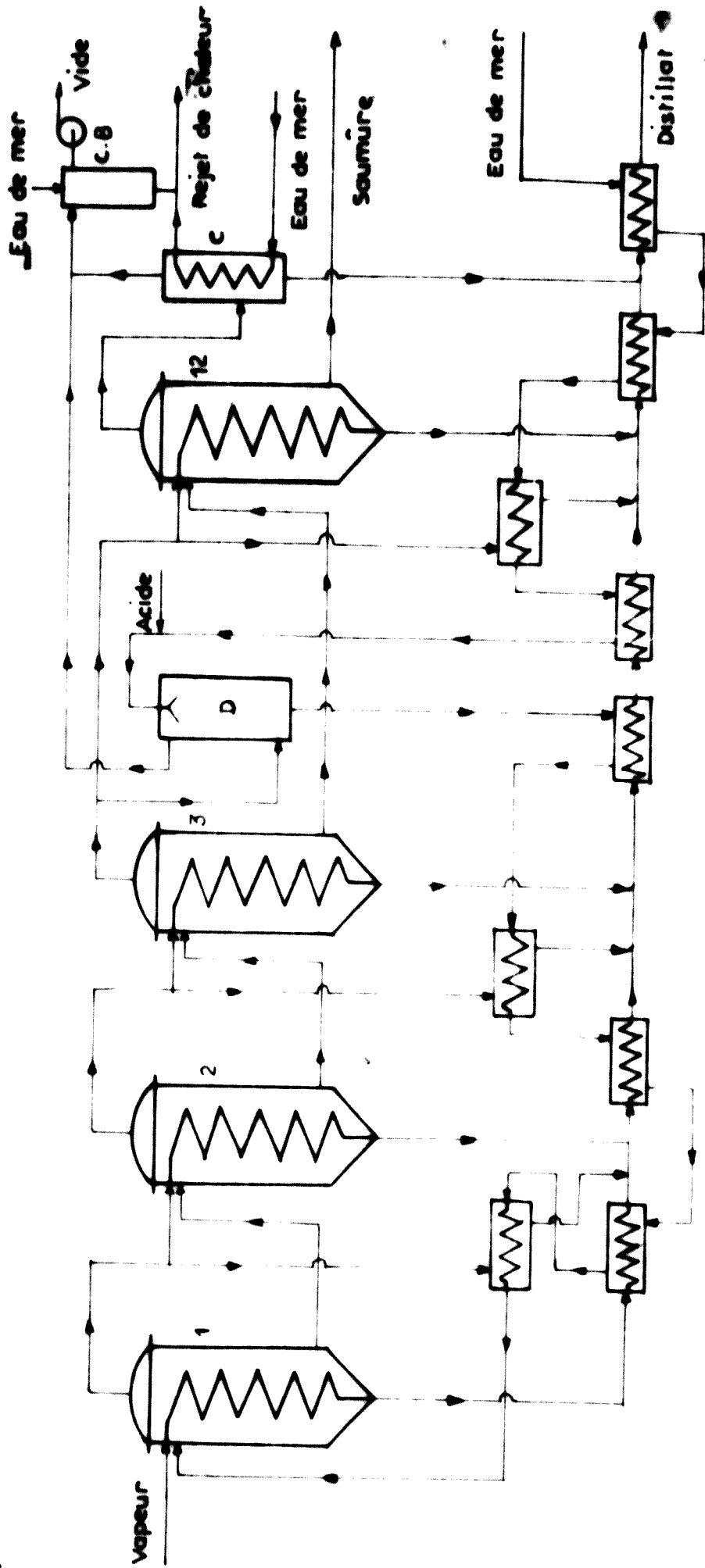
Le coefficient d'efficacité et par conséquent le nombre d'effets est limité d'une part par la température maximale admise, à laquelle des phénomènes de corrosion et d'entartrage apparaissent, et d'autre part, par l'augmentation du coût du premier investissement.

En effet, pour définir le nombre d'effets réalisables, on doit prendre en considération la différence totale entre la température de la vapeur de chauffe au premier effet et la température de la source froide, ainsi que le gradient de température nécessaire pour chaque évaporateur. Etant donné qu'en augmentant le nombre des effets, la récupération de la chaleur est progressivement réduite tandis que le volume et le coût des évaporateurs augmentent, il faut chercher un optimum entre le coût de la première installation et l'efficacité de chaque effet additionnel.

Cet optimum est influencé également par le coût du combustible ou de la vapeur de chauffe. A un coût élevé de vapeur, il y a intérêt à augmenter le nombre d'effets. Le nombre d'effets peut être également augmenté par un choix de procédés efficaces pour le prétraitement de l'eau de mer, permettant une augmentation de la température initiale.

C'est ainsi qu'en raison de l'expérience vécue durant les premières années de l'opération de l'installation de Freeport, on a pu porter dernièrement le nombre d'effets à dix sept en ajoutant ainsi cinq effets additionnels à l'ancienne installation.

Figure 4



Installation de distillation à effets multiples
par évaporateurs à longs tubes

2- TRAITEMENT DE L'EAU DE MER

Etant donné que la concentration de sels croît durant le processus d'évaporation progressive, on peut atteindre le point critique de la formation de tartre une fois les limites de solubilité dépassées. Outre l'entartrage il faut aussi prévoir les problèmes de corrosion. Par conséquent, un traitement approprié de l'eau de mer est indispensable.

Les constituants principaux du tartre sont le carbonate de calcium ($CaCO_3$), l'hydroxyde de magnésium $Mg(OH)_2$ et les trois formes du sulfate de calcium: l'anhydrite ($CaSO_4$), l'hémihydroxyde ($CaSO_4 \cdot \frac{1}{2}H_2O$) et le gypse ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$).

Le carbonate de calcium est formé par la décomposition des ions bicarbonates à des températures élevées, qui libèrent en même temps du dioxyde de carbone. Si un traitement de l'eau de mer n'est pas effectué, le carbonate de calcium, étant le moins soluble de tous les constituants formant le tartre, se déposerait le premier. Il sera suivi par l'hydroxyde de magnésium et ensuite par le sulfate de calcium. Avec un traitement approprié, le carbonate de calcium peut être séparé de la solution sous forme de boue en suspension, sans entartrer les surfaces d'échange de chaleur. Le sulfate de calcium se dépose de préférence sur ces surfaces, parce que les limites de solubilité de ce sulfate diminuent avec l'élévation de la température. Leur solubilité est donc moindre aux emplacements les plus chauds.

L'entartrage, en tant que dépôt solide diminue l'efficacité des surfaces d'échange de chaleur et, si le taux de production n'est pas maintenu, la différence de température dominante peut être augmentée ce qui conduirait à une augmentation de la consommation d'énergie. Etant donné l'impossibilité d'une telle situation en cours d'opération, le taux de production est d'habitude diminué. Le traitement de l'eau de mer est donc nécessaire pour éviter les dépôts de tartre. Il y a plusieurs techniques employées à cet effet.

La formation du carbonate de calcium et de l'hydroxyde de magnésium est contrôlée par injection d'acide, par ajustement du pH ou par addition des polyphosphates.

L'acide sulfurique transforme les carbonates en sulfates et de telle sorte qu'il ne reste qu'un seul sel formant le tartre. Les insolubles font précipiter le calcium et le magnésium sous forme

Le but est en rendant minimes les effets sur les surfaces de transfert de chaleur. Ces produits chimiques sont introduits dans l'eau de mer avant son passage par le séparateur des gaz dans lequel on élimine aussi bien les gaz existants à l'origine dans l'eau de mer, que le dioxyde de carbone libéré pendant l'acidification. Le pH de l'eau de mer traitée est corrigé par addition de soude caustique diluée et combinée avec le reste de l'acide carbonique présent.

Le tartre ou sulfate de calcium est plus difficile à contrôler. Si le dépôt est formé sur les surfaces d'échange de chaleur, son enlèvement n'est pas facile, voir impossible. Deux méthodes sont alors appliquées afin d'empêcher la formation du dépôt :

- Inseminement de l'eau brute avec de petits cristaux pour favoriser la précipitation des composés formant du tartre sur les semailles en forme de bulle, plutôt que de dépôts sur les surfaces d'échange de chaleur.
- Traitement par échange ionique afin d'éliminer complètement le calcium et le magnésium contenus dans la solution.

Le procédé à la chaux et au carbonate de magnésium (LDC, lime-magnésium-carbonate) est une nouvelle technique de traitement de l'eau de mer. Elle consiste en une réduction de 70 % du calcium initialement contenu dans l'eau de mer, ce qui permet une opération à des températures et à des facteurs de concentration plus élevés, ainsi qu'une augmentation du facteur d'efficacité. Elle exerce une influence favorable sur le rendement économique du procédé de dessalement.

Le traitement de l'eau de mer tend d'autre part, à réduire la corrosivité de l'eau en éliminant du séparateur des gaz, l'oxygène et l'acide carbonique dissous.

Si une électrolyse au sel marin existe dans un ensemble industriel, la soude caustique et le chlore produits offrent une autre possibilité de traitement de l'eau de mer en circuit fermé. Au lieu de l'acide sulfurique, le traitement est fait par l'acide chlorhydrique ou par la soude caustique ou par une combinaison des deux. En principe, le traitement acide peut même être effectué par l'acide nitrique si ce dernier existe en excès.

Le traitement acide transforme les bicarbonates en dioxyde de carbone à l'état gazeux, tandis que le traitement caustique dans des ions de carbonates qui se combinent avec le calcium présent dans l'eau de mer pour précipiter du carbonate de calcium.

En effet, l'entretien d'une température d'équilibre, maintenue à 121° C. (250° F.). Les recherches sont actuellement en cours pour développer les procédés de contrôle de l'entretien correctif, pour des températures plus élevées.

L'élimination des fibres pures seuls avec l'huile soluble, permettrait d'avoir une température initiale de 100° C. (212° F.). Le traitement par le soufre coustique permettrait d'augmenter la température à 140° C. (284° F.) étant donné que 23% du poids de l'huile soluble est constituée par les fibres pures, le traitement de l'eau de mer, à l'aide par l'huile chloroformique et l'huile par les sulfures coustiques, permettrait d'avoir une température maximale de 160° C. (320° F.).

Si les températures supérieures sont exigées dans l'évacuation, il serait nécessaire d'augmenter le volume de la concentration de l'eau. Cette opération peut être réalisée soit par addition de soufre coustique et les sulfures coustiques, ou par précipitation de l'excès, soit en utilisant un autre corps chimique pour l'élimination de l'eau.

Il n'existe actuellement aucune usine de dessalement dans le monde d'une capacité de 100.000 m³/jour, qui présente une température supérieure à 140° C. (284° F.). Elle se trouve dans l'installation d'essai près de San Diego en Californie. Cette usine emploie une série d'étapes de procédés de traitement par étapes multiples et très coûteuses pour le traitement.

Dans les installations traitant de l'eau de mer, il est recommandé un système de traitement qui permette de retenir les poissons, les coquilles, le sable, les objets flottants et les autres débris. Le système de traitement n'est pas destiné pour être utilisé ultérieurement, mais il peut être effectué dans les réservoirs d'attente. Par contre, une répartition de l'huile de carbone est recommandée pour le traitement de l'eau de mer que dans les réservoirs de traitement.

Dans le cas de traitement de l'eau de mer par le soufre coustique, l'eau de mer traitée, doit passer par des épaisseurs pour éliminer la précipitation de la boue de l'épaulement, et les autres débris par les épaisseurs après addition de petites quantités d'huile de carbone servant à empêcher la formation de coagulum.

au cas où le concentrate de CaCl₂ peut être utilisé, il est dilué avec l'eau trépane, éventuellement additionné d'un minimum de chlorure de calcium et de carbonate.

Le dépôt des végétaux sur les miroirs marins sur les surfaces optiques de l'instrument, constitué un autre moyen de nettoyage par lequel on peut éviter les dommages causés par l'abrasion et la réduction de l'efficacité de l'optique. On peut prévenir cet inconvénient en injectant des produits chimiques dans l'air de l'instrument. On peut également éviter les dommages causés par les miroirs marins.

-4- LE CUIVRE

L'eau de mer est corrosive pour les métaux les plus résistants. Les métaux les plus résistants sont ceux qui ont la plus grande résistance à la corrosion. Le cuivre est un métal qui a une grande résistance à la corrosion. Il est donc un bon choix pour les miroirs marins. Cependant, le cuivre est un métal qui a une grande résistance à la corrosion. Il est donc un bon choix pour les miroirs marins.

Le cuivre est un métal qui a une grande résistance à la corrosion. Il est donc un bon choix pour les miroirs marins. Cependant, le cuivre est un métal qui a une grande résistance à la corrosion. Il est donc un bon choix pour les miroirs marins.

LE CUIVRE INSTALLE DANS LE MIROIR

Si l'eau de mer, contenue à une température légèrement supérieure à celle de l'atmosphère, est introduite dans une enceinte, à une pression inférieure, une différence de pression se crée. Les bulles de vapeur se forment et tendent à se déplacer vers le miroir. Cette vapeur se condense sur le miroir, provoquant un équilibre entre l'air et le miroir, sans la pression atmosphérique, est atteinte. L'eau de mer est donc introduite dans le miroir, est introduite dans le miroir, est introduite dans le miroir.

... lorsque l'équilibre est atteint, le liquide est introduit dans une chambre à vide à une pression encore plus basse et le processus de vaporisation instantanée se répète. Ainsi, le risque d'oxydation est réduit du fait qu'il n'existe pas de surfaces d'échange de chaleur au premier degré de contact avec le saumure.

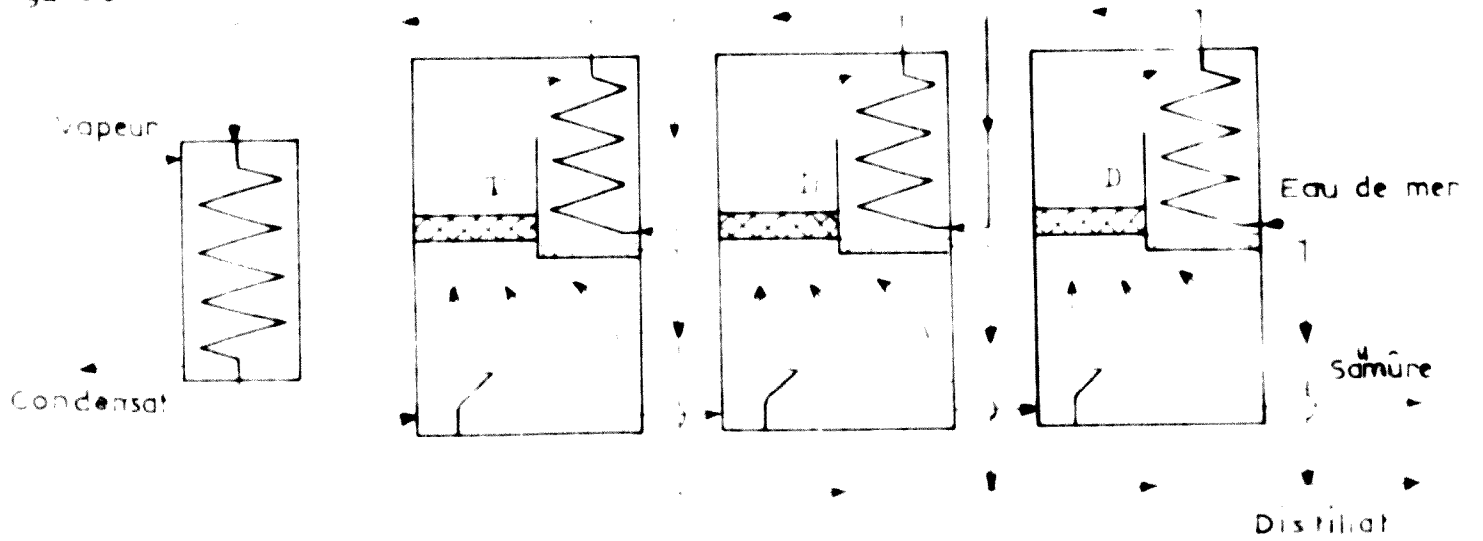
Les produits de condensation sont véhiculés vers les chaudières à vapeur dans le système par un réseau de conduites. Les vapeurs qui arrivent à la chaudière sont condensées et les vapeurs sont évacuées dans l'atmosphère. L'eau de condensation ainsi qu'une grande partie de la chaleur nécessaire pour porter l'eau à son point d'ébullition. Ce processus est le principe du procédé de distillation à vapeur par écoulement, qui est le plus utilisé dans l'industrie.

La distillation instantanée est appliquée aux installations de traitement de l'eau. Elle est généralement précédée par un préchauffage de l'eau par un échangeur de chaleur. Dans un appareil à distillation à vapeur, l'eau est chauffée par une source de chaleur telle qu'une chaudière à vapeur. L'eau chauffée passe dans la chambre de distillation, où elle est maintenue sous une pression inférieure à celle de la chaudière. L'eau s'évapore et les vapeurs sont évacuées dans l'atmosphère. Les vapeurs sont condensées dans un condenseur et l'eau de condensation est recueillie dans un réservoir. Le processus est répété jusqu'à ce que l'eau soit complètement traitée. Les vapeurs, lorsqu'elles sont évacuées, sont traitées par la partie supérieure de la chaudière, ce qui permet d'économiser l'énergie.

Le principe de la distillation à vapeur est basé sur la différence de température entre l'eau et la vapeur. La chaleur initiale est ainsi utilisée et la quantité d'eau distillée produite est de 10 à 12 fois supérieure à la quantité de vapeur d'alimentation. Le principe de la distillation à vapeur est basé sur la différence de température entre l'eau et la vapeur. Le principe de la distillation à vapeur est basé sur la différence de température entre l'eau et la vapeur.

La quantité de vapeur produite à chaque étape est proportionnelle à la différence de température entre l'eau et la vapeur. La différence de température est la cause de la vaporisation de l'eau. La vitesse d'évaporation est proportionnelle à la différence de température entre l'eau et la vapeur. Le principe de la distillation à vapeur est basé sur la différence de température entre l'eau et la vapeur.

Figure 5



Distillat instantanée par détente

d'empêcher la contamination de l'eau distillée produite, ces gouttelottes sont séparées dans des appareils anti-buée. Les vapeurs débarrassées de ces gouttelottes, sont condensées sur les tubes condenseurs et l'eau produite est recueillie sur des plateaux en dessous.

La disposition des faisceaux de tubes de condensation dans la carcasse de l'évaporateur peut être effectuée parallèlement ou perpendiculairement à la direction d'écoulement de la saumure dans les chambres. La construction avec des tubes à disposition parallèle permet l'emploi de la longueur la plus économique des tubes existants et leur déplacement longitudinal sur plusieurs étages. Avec cette technique, on obtient une diminution du nombre de planches à tubes et des caisses d'eau, et une réduction des frais de pompage, ce qui n'est pas le cas avec des tubes perpendiculaires. Toutefois, chacune des deux constructions a ses avantages et ses inconvénients. Quelle que soit la disposition des tubes, en parallèle ou en perpendiculaire, elle influence la géométrie des chambres et par conséquent les caractéristiques d'évaporation instantanée.

-6- LA RECIRCULATION DE LA SAUMURE

L'évaporation instantanée à brucle ouverte ; c'est-à-dire à passage unique, en assure une circulation de grandes quantités d'eau de mer (figure 6). Un fait caractéristique du procédé est que la quantité d'eau de mer passée dans le système est sept à dix fois plus grande que l'eau produite, ce qui nécessite des frais importants pour le traitement de l'eau de mer. Avec le système unique, l'usine de distillation possède d'habitude plusieurs étages, mais un seul effet, parce que les vapeurs ascendantes aux divers étages sont mises une seule fois en contact avec l'eau de réfrigération introduite. La différence de pression, qui doit être établie au dernier étage à basse température et la pression pour assurer la circulation de la saumure d'un étage à l'autre est un facteur limitant le nombre d'étages pouvant être utilisés.

La figure 7 représente une installation avec recirculation partielle de la saumure. En général, on peut considérer que l'installation se compose de trois sections :

- a) l'appareil de chauffage de l'eau de mer formant la section d'approvisionnement en chaleur par la vapeur extérieure,
- b) la section de récupération de la chaleur, dans laquelle la chaleur de condensation est récupérée par les condenseurs dans la suite des étages,
- c) et la section de rejet de la chaleur pour maintenir le processus thermodynamique en réduisant la température et la pression, et qui comprend les derniers étages de l'installation.

Pour illustrer l'effet possible de la recirculation de la saumure, on peut mentionner l'exemple de l'installation de Point Loma de San Diego en Californie. Cette usine avait opéré à une température initiale de 93° C. (200° F.) pour une production de 3500 m³/j (1 M.G.). C'était une usine à simple effet avec trente six étages.

La nouvelle usine située à Chula Vista près de San Diego (après le transport de l'installation d'origine à Guantanamo à Cuba) est une installation à huit étages et trois circuits de recirculation d'une capacité de production de 5.000 m³/j.

Au premier effet avec vingt trois étages, il règne une différence moyenne de température de 1,1° C. par étage. Au deuxième effet avec également vingt trois étages, la différence moyenne de température s'élève à 1,4° C. par étage et au troisième effet avec vingt deux étages, cette différence est de 2,1° C. par étage. L'eau de mer, après le procédé d'évaporation est ainsi portée à une température de 32° C. Une production de 0,4 kg d'eau potable a été réalisée par 1.000 BTU (252 kcal) de chaleur introduite durant un essai à huit étages.

Un effet supplémentaire a été construit pour être alimenté avec de l'eau traitée par le procédé chaux-carbonate de magnésium (CMC). La température de l'eau de mer d'alimentation a été d'environ 10° C. laquelle est la température maximale utilisée jusqu'à présent.

-7- ELIMINATION DES SURFACES D'ÉCHANGE THERMIQUE

Un des faits caractéristiques du procédé de distillation est la nécessité d'une longueur importante en tubes destinés aux surfaces d'échange thermique nécessaires à l'appareil de chauffage de la saumure, et aux condenseurs. Le coût des tubes couvre une grande partie de l'investissement total (à peu près 30 % du capital investi) dans les grandes installations de distillation à plusieurs étages. D'autre part, l'élimination des surfaces d'échange thermique simplifierait considérablement les problèmes d'entartrage.

Les tubes de condenseurs peuvent être éliminés si l'eau de condensation provenant d'un étage est utilisée à contre-courant sur condenseur, par contact direct, des vapeurs produites à l'étage précédent de l'évaporateur (figure 9). Compte tenu du fait que l'eau de condensation est chauffée progressivement, un échangeur de chaleur supplémentaire est nécessaire pour le transfert de la chaleur de l'eau de condensation à l'eau de mer introduite.

Les surfaces d'échange de chaleur peuvent être éliminées complètement si l'on utilise un échange thermique liquide-liquide avec un liquide immiscible, d'habitude un hydrocarbure. Un circuit séparé est alors exigé pour ce liquide. L'eau de mer est chauffée dans un échangeur de chaleur liquide-liquide (figure 1) à contre-courant par l'hydrocarbure finement dispersé et provenant d'un appareil de chauffe à la vapeur. L'hydrocarbure est chauffé de nouveau dans un deuxième échangeur de chaleur liquide-liquide par l'eau de condensation produite et ensuite conduit à l'appareil de chauffe.

Dans la section de rejet de la chaleur, une partie de l'eau de mer réfrigérante est rejetée à la mer. Une autre partie, après traitement par injection des réactifs et par dégazage, est mélangée avec de la saumure provenant de l'étage précédent et puis retournée vers les faisceaux de tubes de la section de récupération de la chaleur. Par ce système, une grande partie des frais de traitement est évitée. La vitesse d'écoulement de la saumure est maintenue par pompage de la saumure en recirculation. Les pompes ne sont pas reproduites dans la figure 7 pour simplifier le diagramme.

La recirculation peut être appliquée pour autant que la concentration des composés formant du tartre, en provenance de l'évaporation de l'eau de mer, n'atteint pas le point critique. C'est un inconvénient certain dans ce procédé que la concentration de la saumure soit à peu près égale dans tous les étages et relativement supérieure à la concentration des solides dissous dans l'eau de mer. Ce fait implique des limites à la température maximale de la saumure au premier étage. Ce serait un avantage que de pouvoir avoir un contenu minimum de sels dans l'étage avec une température maximale.

Cet avantage, on a pu l'obtenir en adoptant le principe de plusieurs courants de recirculation tel qu'il est démontré dans la figure 8. Dans cette dernière construction, chaque groupe d'étages muni d'une recirculation individuelle, représente un effet. Le nombre d'effets est défini par le nombre de courants de recirculation. Chaque effet comprend un nombre d'étages. L'ensemble forme le procédé de distillation instantanée par détente à plusieurs effets et à plusieurs étages.

Dans ce procédé, l'eau d'alimentation, après traitement par voie chimique et dégazéification, est préchauffée dans la suite des condenseurs et mélangée avec de la saumure du premier effet, de façon qu'une saumure avec un contenu minimum en sels soit évaporée au premier étage, lequel dispose de la température la plus élevée. La température initiale peut donc être supérieure à celle qui est admise dans d'autres procédés à évaporateurs instantanés. Les facteurs d'efficacité plus élevés deviennent alors possibles. Dans les effets sui-

vants, le mélange des saumures en progression et en recirculation a comme effet l'augmentation du contenu en sels, mais en même temps, on assiste à la réduction progressive de la température dominante.

Les avantages du système à multiples effets sont nombreux : vu que chaque circuit peut être contrôlé séparément, il est impossible de choisir le niveau du contenu en sels à chaque effet et de déterminer le nombre d'étages de façon à avoir plusieurs étages dans la région de haute température.

Le procédé présente aussi des inconvénients : traitement chimique minutieux de l'eau de mer pour empêcher la formation du tartre, étant donné que la recirculation a pour effet l'augmentation du contenu en solides dans la saumure laquelle est en contact avec les surfaces de chauffage ; énergie supplémentaire exigée pour le pompage additionnel par comparaison avec le système à passage unique.

Il faut noter qu'aucun de ces procédés n'a été appliqué jusqu'à présent à une échelle commerciale. Malgré le fait qu'on ait pu arriver plus ou moins à éliminer les surfaces d'échange thermique et à réduire les problèmes d'entartrage, il n'en reste pas moins qu'un pompage supplémentaire est indispensable.

figure 9 : Elimination des surfaces d'échange thermique aux condenseurs.

figure 10 : Echange de chaleur liquide-liquide et élimination des condenseurs.

3.- DISTILLATION AVEC COMPRESSION DE VAPEUR

Les vapeurs émises par l'évaporation d'une solution saline ont une pression plus basse que la pression de saturation de l'eau pure. Elles seront donc condensées à une température plus basse que le point d'ébullition de la solution. Si ces vapeurs sont comprimées à une plus haute pression, l'énergie introduite dans le système apparaît en fait comme une augmentation de la température et les vapeurs seront ainsi condensées à une température plus élevée. A une pression et une augmentation de température suffisantes, les vapeurs comprimées à nouveau, peuvent être utilisées comme source de chaleur pour évaporer cette même solution. C'est le principe bien connu de la pompe de chaleur. En pratique, le bouillonnement initial est maintenu par rapport à l'énergie mécanique au lieu de l'énergie thermique.

Figure 6

Distillation instantanée par détente à plusieurs étages et un seul effet

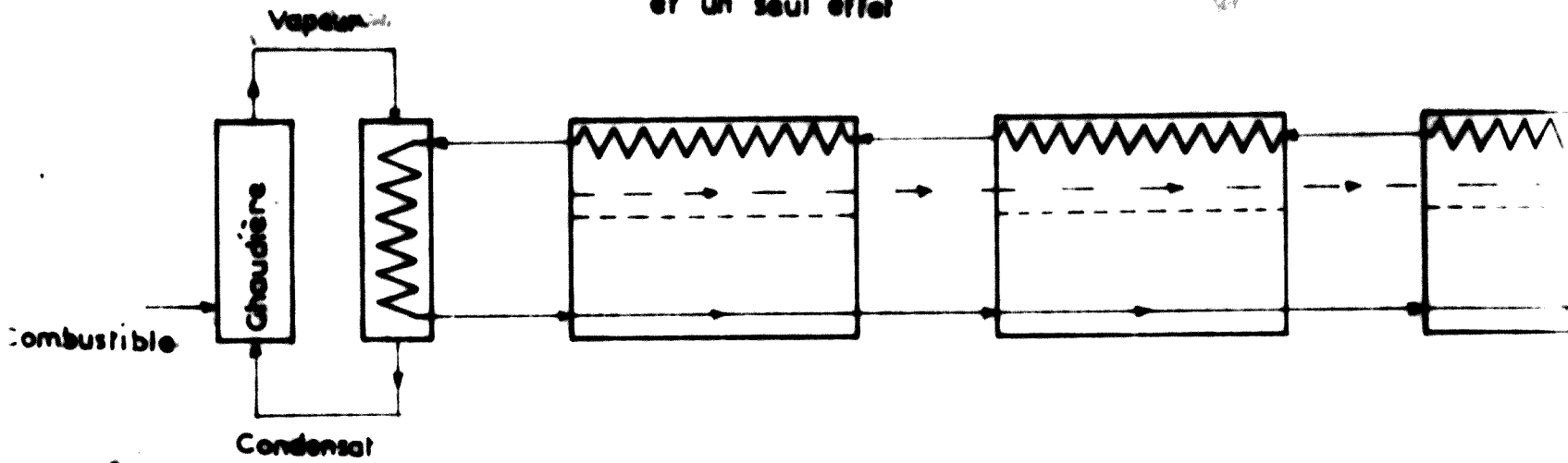


Figure 7

Distillation instantanée par détente à plusieurs étages et recirculation de la saumure

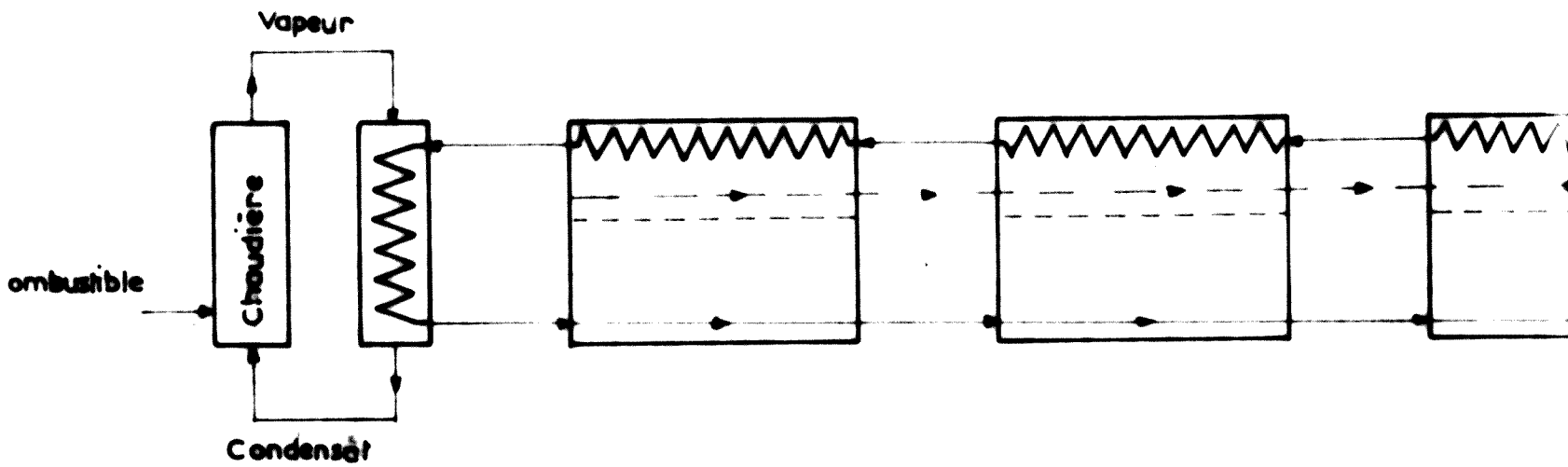
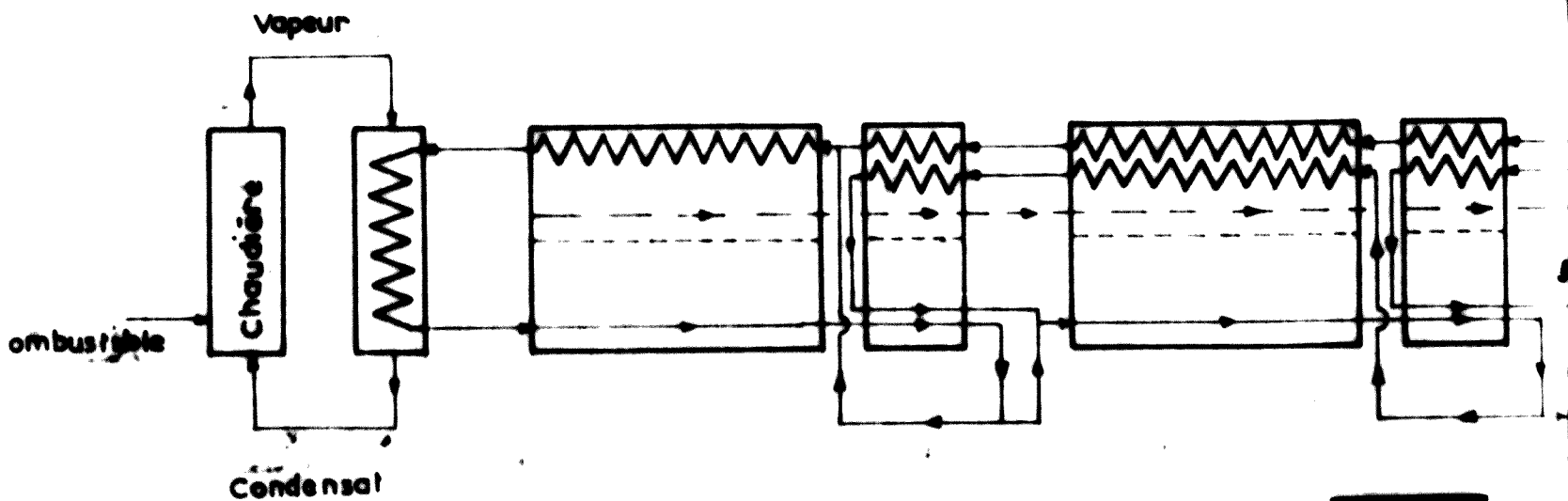


Figure 8

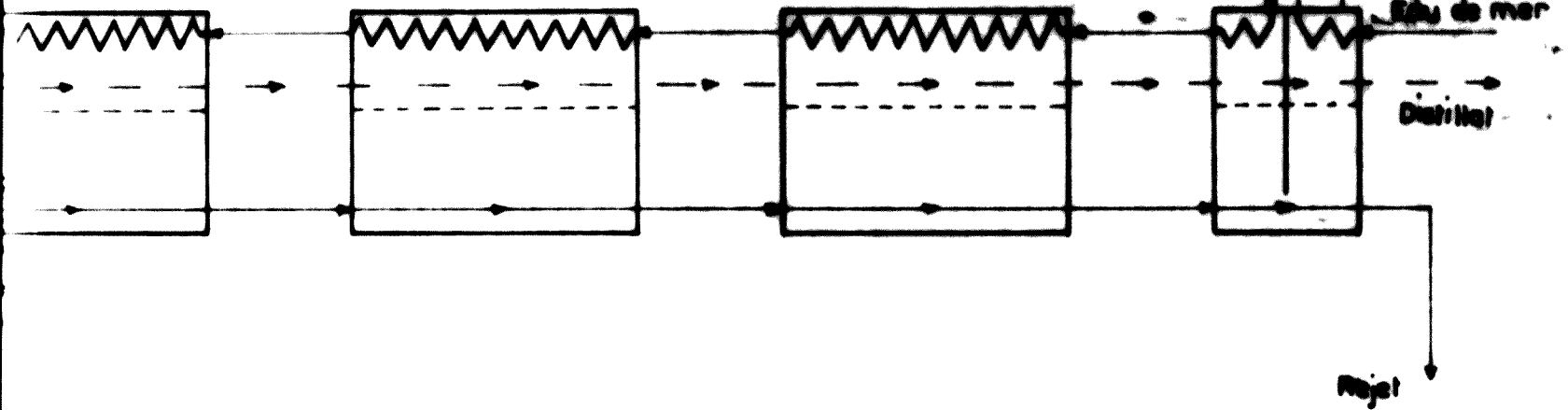
SECTION 1

Distillation instantanée par détente à plusieurs étages et plusieurs effets

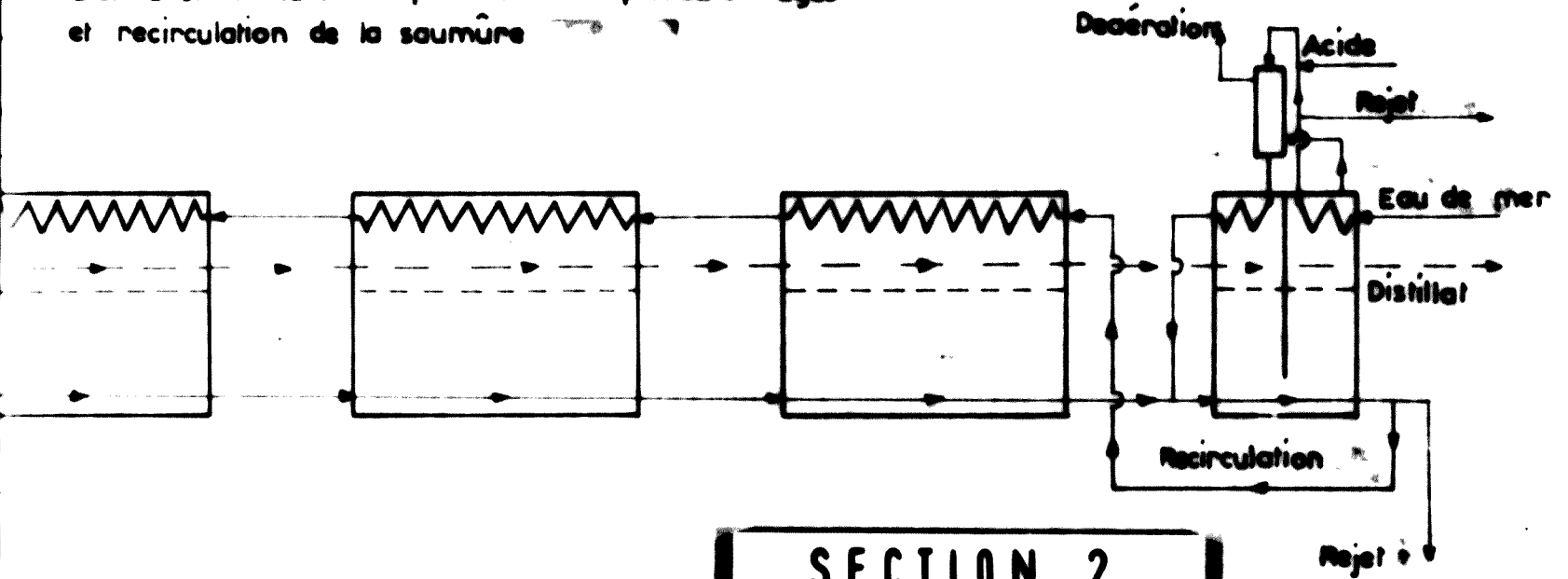


Distillation instantanée par détente à plusieurs étages

à un seul effet

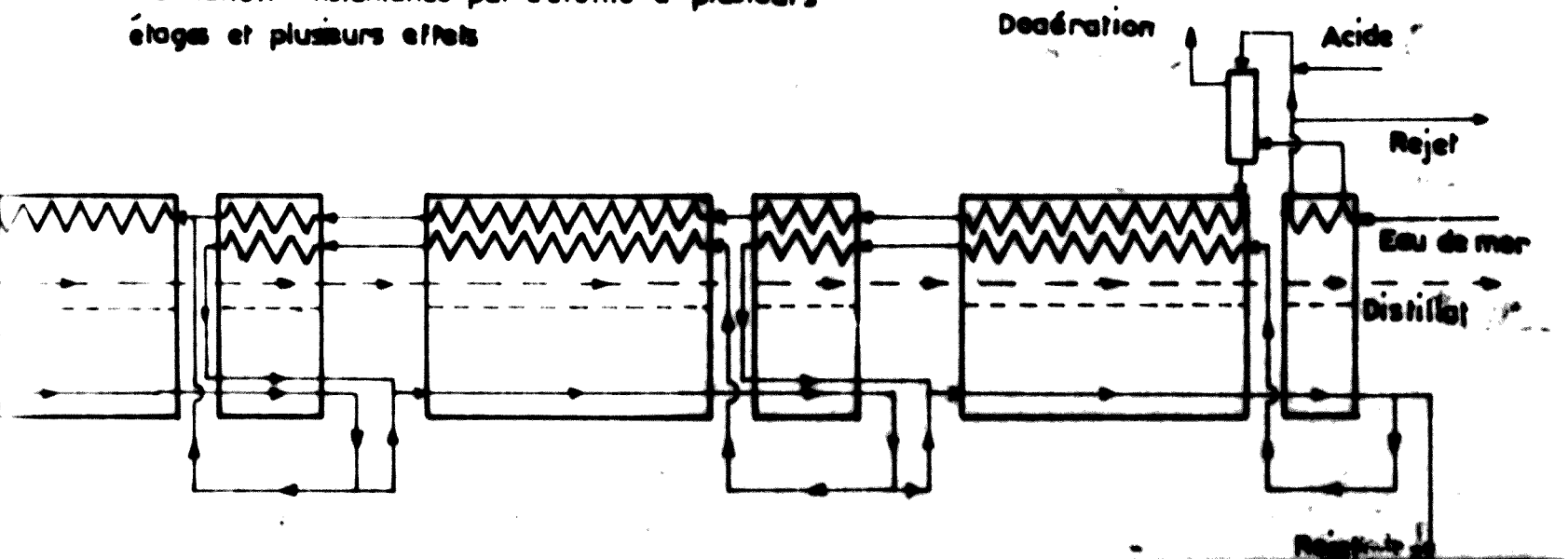


Distillation instantanée par détente à plusieurs étages
et recirculation de la saumûre



SECTION 2

Distillation instantanée par détente à plusieurs
étages et plusieurs effets



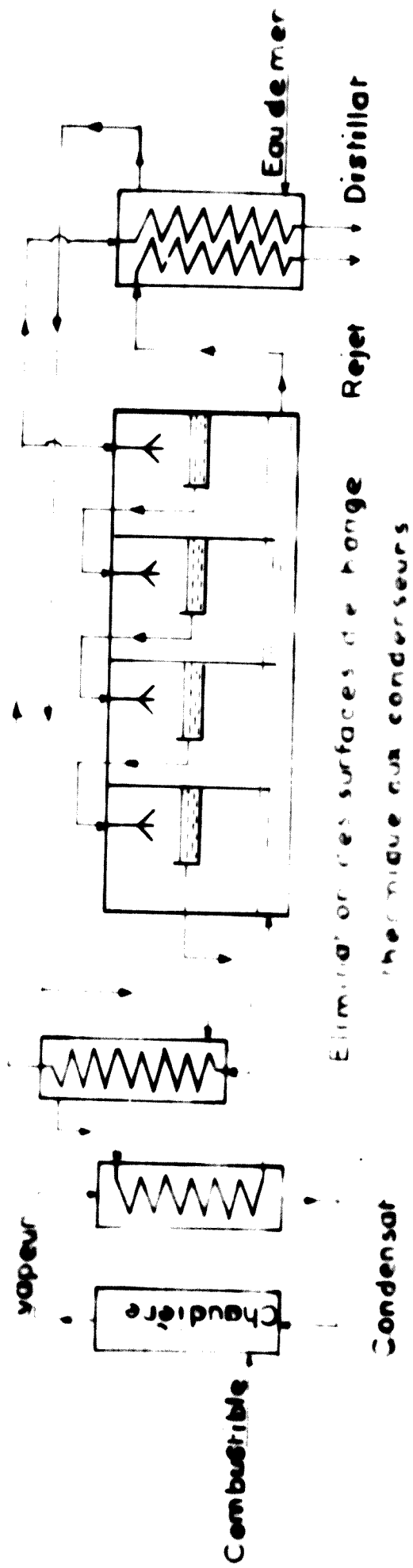
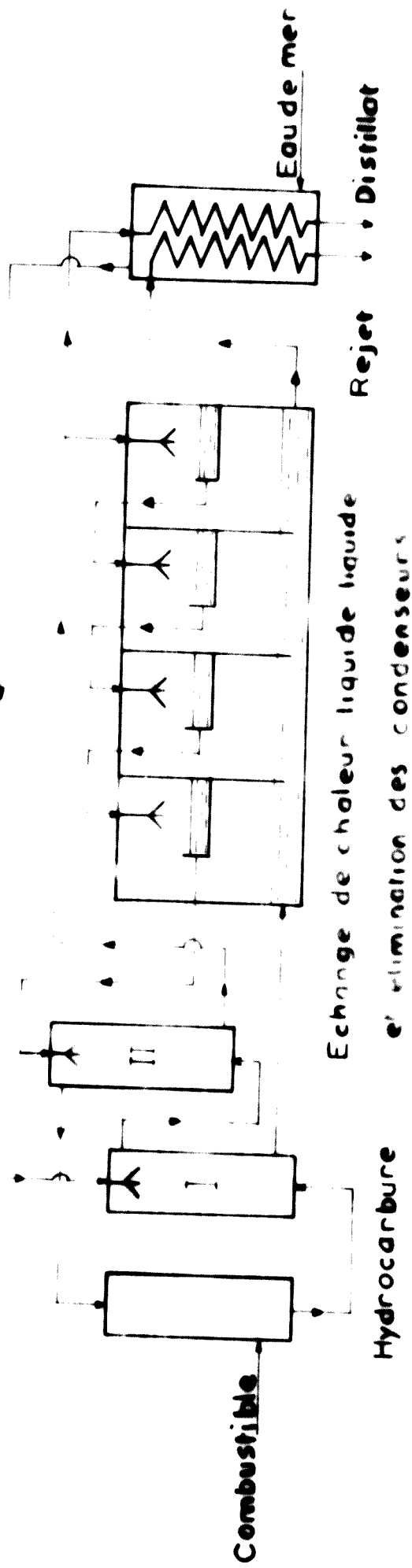


Figure 10



Dans l'application du procédé au dessalement, l'eau salée passe par un appareil de chauffage ; elle est ensuite introduite dans un évaporateur. Les vapeurs produites à ce premier effet entrent dans le deuxième effet lequel est maintenu à une température et une pression inférieures (figure 11). Grâce à un compresseur, les vapeurs du deuxième effet sont comprimées à une pression correspondant à une température supérieure au point d'ébullition de la solution du premier effet. Les vapeurs agissent alors en tant que vapeur de chauffe. Un chauffage ultérieur n'est plus nécessaire.

Il est également possible d'opérer à un seul effet en comprimant les vapeurs à une température appropriée et en utilisant la vapeur comprimée comme vapeur de chauffe du même évaporateur.

Il est à signaler que l'usine de démonstration de Roswell, New Mexico, est la seule usine à grand rendement qui opère sur le procédé à compression de vapeur. Néanmoins, divers appareils d'une capacité inférieure à celle de Roswell fonctionnent par le même procédé.

Figure 11 : Distillation avec compression de vapeur.

COMBINAISON DE DIFFÉRENTS PROCÉDÉS

La combinaison de divers procédés de distillation notamment si on projette de construire des usines à grande capacité, a l'intérêt de présenter les avantages économiques importants.

La figure 12 décrit le schéma simplifié d'une installation de distillation à vaporisation instantanée par détente à plusieurs effets et plusieurs étages, combinée avec le système de compression de la vapeur. Une chambre à simple détente sans condenseur entre les chambres d'évaporation, fournit des vapeurs qui sont comprimées par un compresseur à turbine et utilisées dans l'appareil de chauffe. L'échappement de la turbine fournit de la vapeur pour un deuxième étage de l'appareil de chauffe.

Une construction plus développée combinant plusieurs procédés pour une installation de dessalement d'une capacité de 250 Mpd (650.000 m³/j), a été développée par Oak Ridge National Laboratory, les Etats-Unis. Elle combine un évaporateur à plusieurs étages avec plusieurs effets d'évaporateurs à tubes verticaux. Afin d'obtenir une efficacité accrue du transfert de chaleur, des tubes verticaux avec des surfaces cannelées sont utilisés dans les évaporateurs.

Figure 11

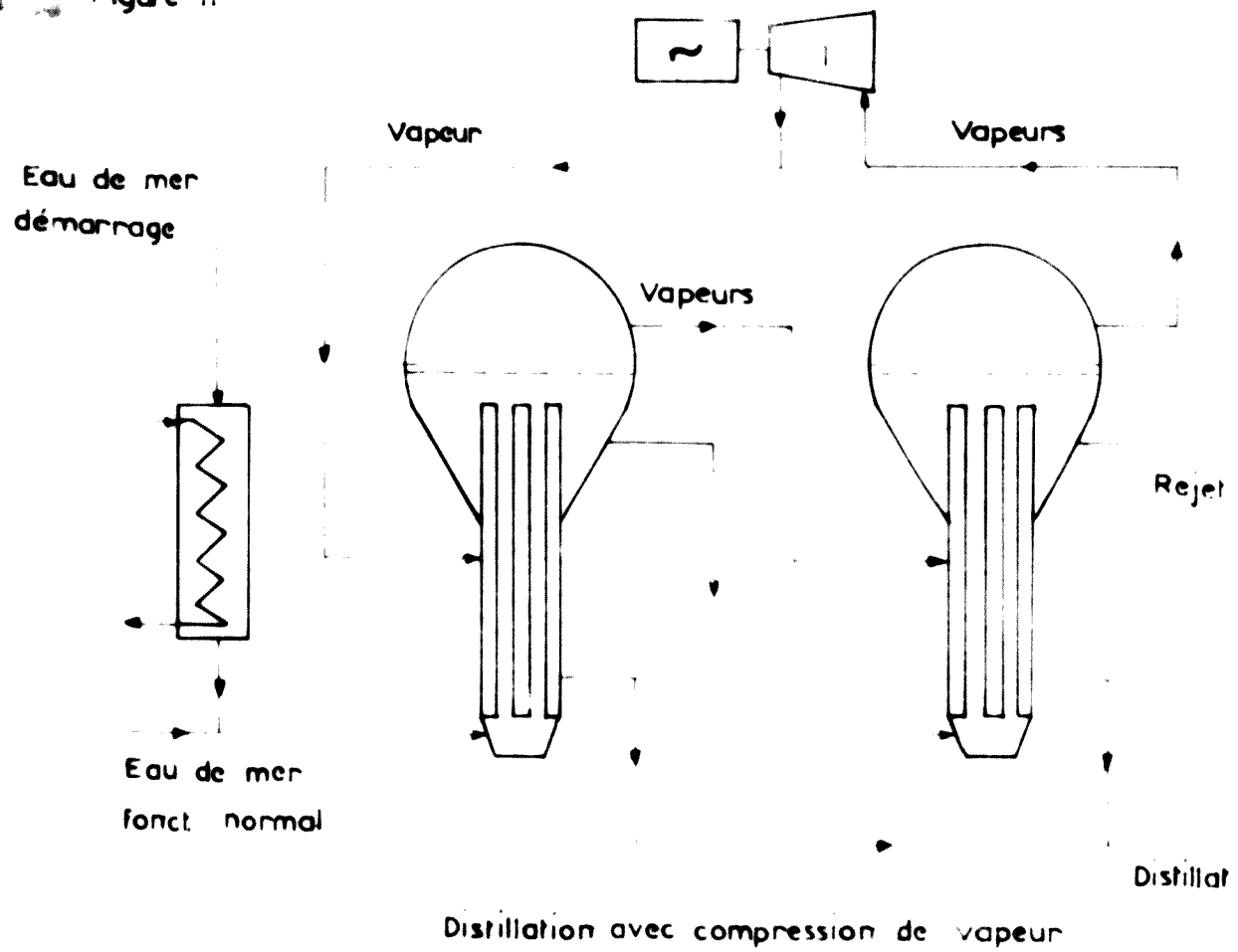
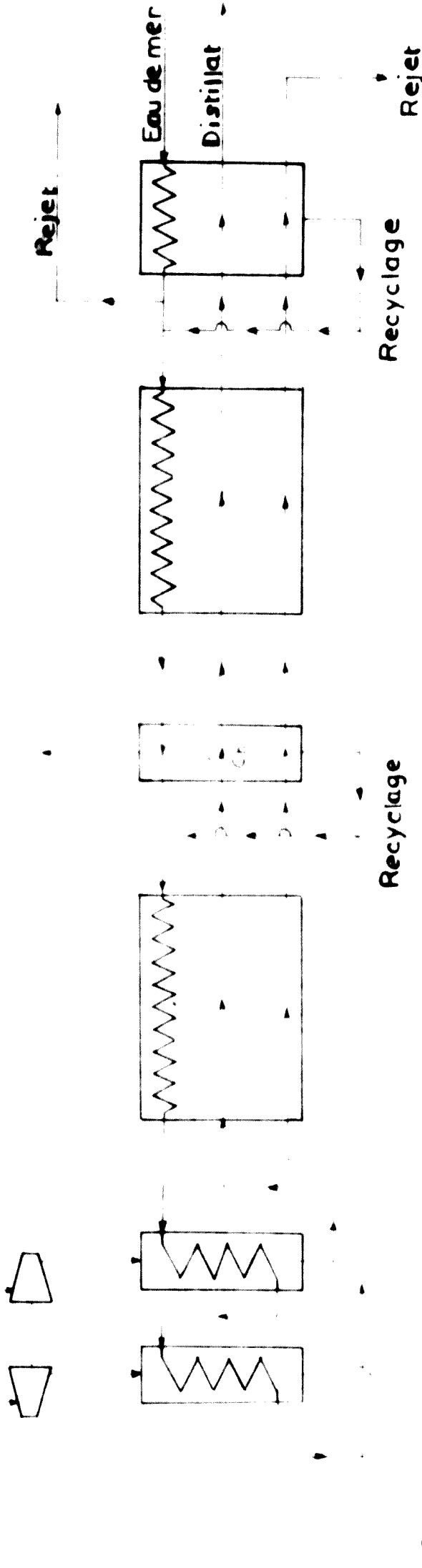


Figure 12

vapeurs

vapeurs

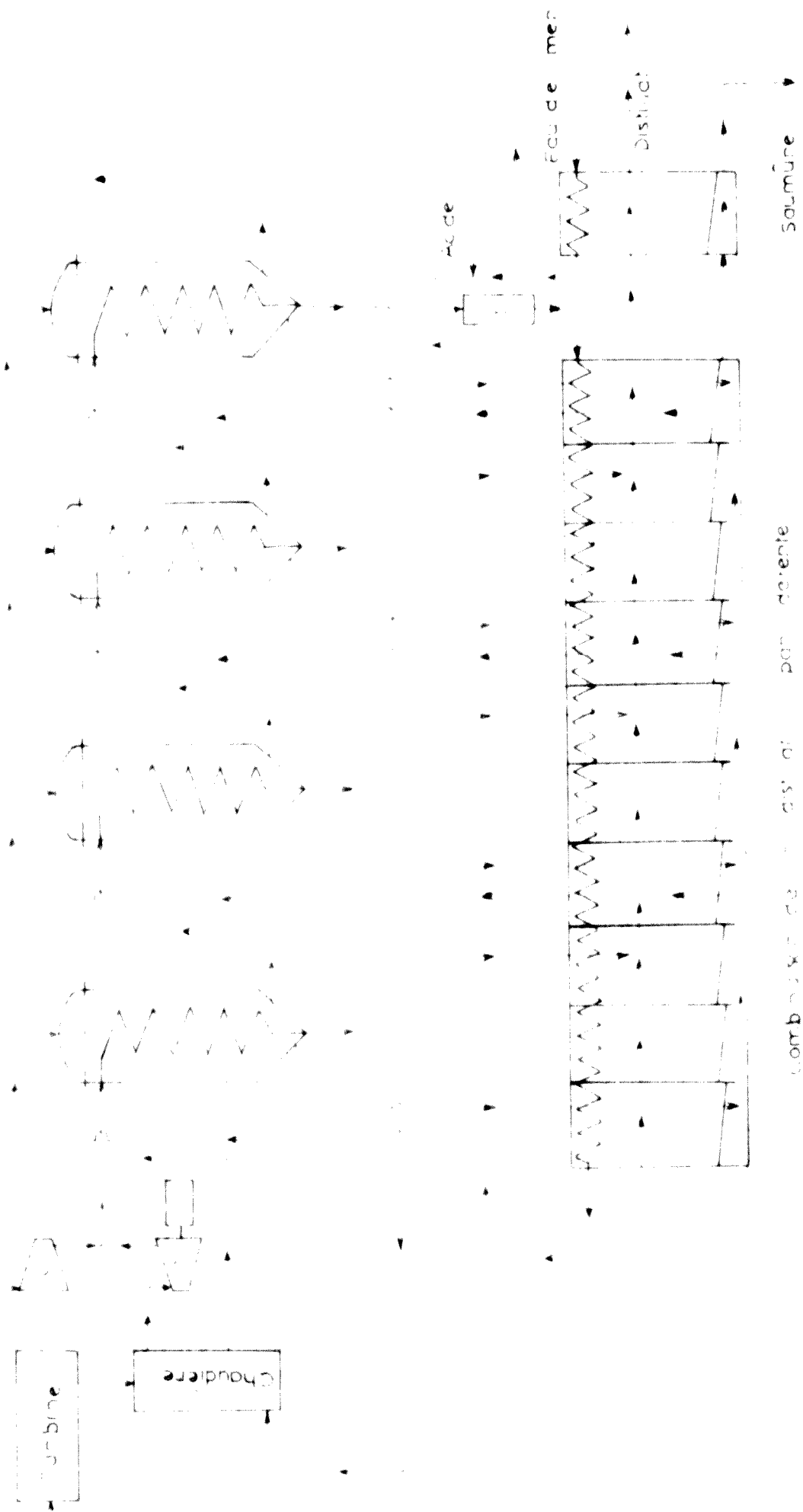


Condensat

Combinaison de la distillation par déviation

avec la compression de vapeur

10/10/2013



combinaison de distillation par détente
avec compression de vapeur et évaporateurs
pour les phases liquides

produits. La saumure de rejet du premier effet ainsi que de chacun des effets suivants est séparée par des vapeurs et retournée à l'étage correspondant de l'évaporateur par détente à plusieurs étages.

Le préchauffement de l'eau de mer est effectué dans l'évaporateur par détente à plusieurs étages, qui est intégralement accouplé et aménagé en parallèle avec l'installation à tubes verticaux.

Les vapeurs, qui se dégagent de la saumure bouillante au premier effet, sont utilisées comme vapeur de chauffe du deuxième effet. L'eau de condensation de la vapeur de chauffe du premier effet est retournée à la chaudière, alors que les vapeurs produites à cet effet constituent l'eau de production du deuxième effet et ainsi de suite.

L'eau produite dans les évaporateurs à tubes verticaux est étendue aux étages du distillateur par détente, afin de récupérer la chaleur sensible. Le train d'évaporateurs par détente produit uniquement une partie mineure de l'eau distillée, son rôle principal étant de préchauffer la saumure par un système de passage unique sans recirculation. Cette technique permet une plus haute température maximale de la saumure et une concentration plus élevée de la saumure évacuée, ainsi qu'une réduction de l'énergie de pompage en comparaison avec les constructions simples de distillation par détente à plusieurs étages.

Après le préchauffement de l'eau de mer aux derniers étages du train de distillation par détente, de l'acide sulfurique est injecté pour le contrôle de l'entartrage. Ensuite, l'eau brute est désaérée puis décarbonatée. En passant par le train de distillation à plusieurs étages, l'eau traitée est chauffée ultérieurement par une partie de la vapeur de chacun des évaporateurs verticaux (cette phase ne figurant pas au schéma) et enfin introduite dans le système d'évaporation. Un appareil de chauffe séparé peut également être utilisé dans cette étape.

D'autres conceptions basées sur des principes similaires ont été développées par les maisons Aérojet-Général et W.L. Baber Inc. La construction d'Aérojet emploie des préchauffeurs par détente à plusieurs étages. Dans la construction de Baber, les étages sont disposés dans deux tours verticales. Les deux procédés utilisent des évaporateurs, des surfaces de transfert de chaleur améliorées avec l'emploi de tubes cannelés.

V LES INSTALLATIONS MIXTES DE PRODUCTION

DE L'ELECTRICITE ET DE DISTILLATION

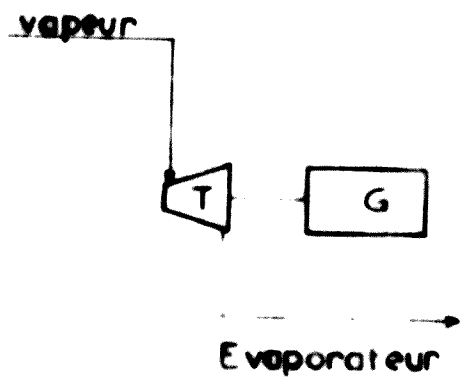
Le genre de combustible utilisé comme moyen d'approvisionnement en énergie n'a pas d'importance pour les usines utilisant les procédés de distillation. Seule, l'existence de la vapeur à basse pression est exigée. D'autre part, le prix de revient de l'électricité est d'autant plus bas que la vapeur utilisée se trouve sous une pression et une température élevées.

Or, la combinaison d'une centrale électrique et d'une installation de dessalement contre consommatrice de vapeur à basse pression après passage par une turbine associée à un alternateur, est une possibilité très intéressante qui, du reste, a plusieurs correspondants dans l'industrie chimique. Ce système permet de produire d'abord de l'électricité par de la vapeur à haute pression et ensuite de l'eau douce par de la vapeur à basse pression après détente dans la turbine. Il est entendu qu'un rapport harmonieux doit exister entre la consommation de l'énergie électrique et la demande en eau.

Il y a plusieurs possibilités pour réaliser cette double combinaison. Les trois principales sont :

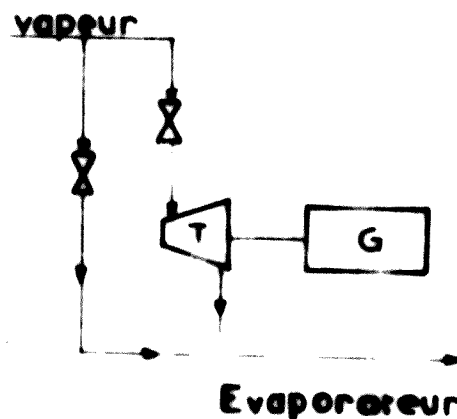
- a) Toute la vapeur se détend à travers une turbine sans condenseur et la vapeur extraite à une basse pression suit un cycle à contre-pression (figure 14). C'est le système le plus rigide qui ne permet pas de grande variation entre la production d'électricité et l'eau. Un by-pass parallèle à la turbine permet d'ajuster le rapport de la production d'énergie électrique et d'eau selon la nécessité existante. Cette solution est moins rigide, mais une partie de l'énergie de la vapeur du by-pass est ainsi perdue (figure 15).
- b) Dans le cas où le rapport eau/électricité demande plus d'électricité, une partie de la vapeur à haute tension est renvoyée dans une seconde turbine suivie d'un condenseur (figure 16). Tandis que la deuxième turbine produit uniquement de l'électricité supplémentaire, la première turbine à contre-pression, fonctionne à double fin.

Figure 14



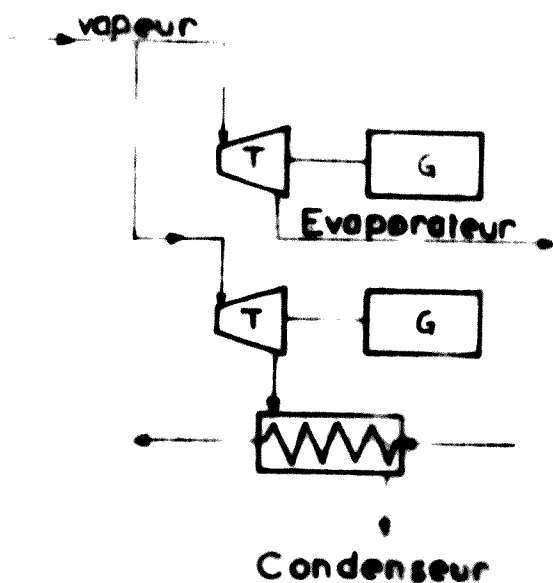
Turbine à contre-pression pour la production d'électricité et de la vapeur de chauffe

Figure 15



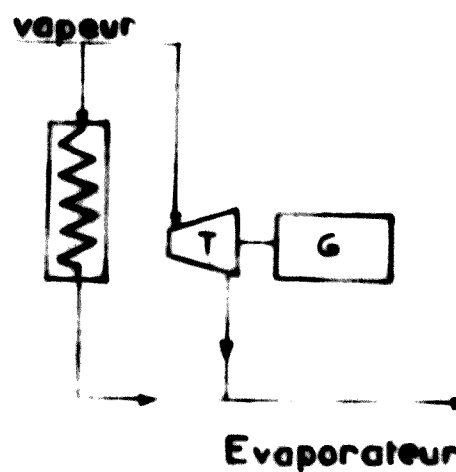
Turbine à contre-pression avec bypass

Figure 16



Combinaison d'une turbine à contre-pression et turbine à condenseur

Figure 17



Combinaison d'une turbine à contre-pression avec un détendeur à vapeur

c) Dans le cas contraire, où le rapport eau/électricité demande plus d'eau, une partie de la vapeur à haute tension passe par un détendeur qui est connecté avec un échangeur vapeur/vapeur ; la température de la vapeur est ainsi abaissée au même niveau que la vapeur sortant de la turbine à entraînement (figure 17).

On a beaucoup travaillé sur l'optimisation de cette production à double fin. Mais le but de réduire les frais de production communs. Il existe aussi plusieurs propositions sur la répartition des frais entre les deux produits. La solution commune est d'attribuer à l'électricité les frais correspondants au coût de l'électricité dans une centrale classique, fonctionnant d'après les mêmes données pour la production unique d'électricité, et d'affecter le reste des frais à l'eau.

Il a été démontré que les usines à double fin présentent des avantages économiques. Tenant compte de cette donnée, plusieurs installations profitant du rapport harmonieux entre la consommation de l'énergie électrique et de l'eau ont été construites dans certaines localités et fonctionnent de façon satisfaisante. Il est entendu que les usines à double fin doivent fonctionner en général à pleine charge ou en d'autres termes, comme unités de base. C'est sous cette condition que les usines à double fin sont, du point de vue économique, plus avantageuses que de si plus petites de dessalement.

Une variante très intéressante aux points de vue thermodynamique et économique consiste dans l'association d'une turbine à gaz à une unité d'installation, avec récupération complète de la chaleur contenue dans les gaz d'échappement de la turbine.

-1- L'ENERGIE NUCLEAIRE COMME SOURCE DE CHALEUR

La disponibilité de l'énergie à bas prix est un facteur important pour le développement urbain et industriel. Une nouvelle forme d'énergie, l'énergie nucléaire, a été récemment développée pour suppléer aux sources naturelles. Elle possède un avantage certain par rapport aux sources d'énergie naturelles. Alors que ces dernières sont plus ou moins liées à des régions où existent des gisements naturels et où le transport peut occasionner une augmentation considérable du coût, l'énergie nucléaire peut être installée dans tout endroit désiré sans influencer le coût de l'énergie produite. Par conséquent l'utilisation de l'énergie nucléaire permet l'installation d'usines de dessalement aux endroits où l'eau est demandée, sans pénalité sur le prix de l'énergie.

L'utilisation des réacteurs nucléaires pour la production de l'énergie électrique est une réalisation qui remonte aux douze dernières années. Auparavant, les centrales nucléaires étaient construites plutôt pour des raisons de démonstration que pour l'approvisionnement en énergie à bas prix. Entre-temps, les réacteurs nucléaires ont pu réaliser un rendement économique à une échelle commerciale telle que le coût de l'énergie électrique produite est comparable au coût de l'énergie provenant des centrales à combustible fossile. Les centrales nucléaires-pilotes sont actuellement construites dans le but unique de développer de nouveaux types de réacteurs, comme par exemple, les réacteurs convertisseurs.

Les types de réacteurs développés pour une utilisation commerciale peuvent être classés comme suit :

- Réacteurs modérés et refroidis par eau ordinaire, exemple : le type de réacteur à eau sous pression (DWR - pressurized water reactor) et le type à eau bouillante (BWR - boiling water reactors). Les réacteurs à eau sous pression ont un système de production de vapeur séparé, tandis que les réacteurs à eau bouillante n'en ont pas. La vapeur produite par l'évaporation partielle du réfrigérant primaire est séparée du liquide. Les deux utilisent de l'uranium enrichi comme combustible et sont basés sur une technologie et une expérience démontrées.
- Réacteurs refroidis à gaz, qui utilisent le plus souvent l'uranium naturel comme combustible et le graphite comme modérateur. L'acide carbonique ou l'hélium sont généralement utilisés comme réfrigérants. Une version améliorée du système de réfrigération à gaz est le réacteur avancé refroidi par gaz (AGR), qui utilise de l'oxyde d'uranium enrichi et l'acier inoxydable. Les réacteurs du fait qu'ils peuvent fonctionner à haute température, augmentent l'efficacité thermodynamique. Des réacteurs AGR avec une capacité d'environ 600 MW_e sont actuellement en construction.
- Réacteurs convertisseurs (FRK), qui sont censés avoir une meilleure rentabilité, possèdent le pouvoir de convertir le matériel fertile (U^{238} ou Th^{232}) en matériel fissile (Pu^{239} ou U^{233}), qui peut être utilisé comme combustible nucléaire. Les réacteurs convertisseurs n'ont pas besoin d'un modérateur. Les métaux liquides sont considérés comme moyens de transfert de chaleur. Les convertisseurs de la première génération seront probablement des réacteurs à un mélange d'uranium et d'oxyde de plutonium, utilisant le sodium comme réfrigérant. Des pressions de vapeurs atteignant 127 à 169 kg/cm² et une température de 566° C. sont possibles avec des convertisseurs refroidis au sodium. Néanmoins, les conditions optimales se trouvent à des niveaux inférieurs.

Le choix d'un réacteur dépend de sa grandeur, du niveau technologique, de la disponibilité des éléments constructifs et de la matière première, et surtout du rendement économique.

Il y a plusieurs études sur l'utilisation de l'énergie nucléaire dans des usines mixtes, mais aucune usine ne fonctionne encore selon ce système. L'étude la plus connue est celle se référant au projet BOLSA pour l'approvisionnement en eau du sud de la Californie. D'après la première conception, cette usine devait être installée sur une île artificielle près de la côte. Cette solution non conventionnelle a été choisie parce que les prix des terrains en Californie sont si élevés, qu'on pourrait ainsi éviter des dépenses de plusieurs millions de dollars. Deux réacteurs d'une capacité de 3.000 MW devaient être installés en même temps tandis que l'usine d'évaporation serait installée en deux étapes. La première aurait une capacité de 200.000 m³/jour et la deuxième d'environ 400.000 m³. La capacité totale serait portée au stade final à 570.000 ou 600.000 m³/jour. L'expérience obtenue lors du fonctionnement de la première étape devrait servir à une construction améliorée de la deuxième étape. Le prix de revient de l'eau était calculé, à 22 Cents par 1.000 gallons (environ six Cents par m³). Un prix de revient aussi bas n'était envisagé jusqu'alors par aucune usine dans le monde, utilisant n'importe quel procédé.

Peu de temps avant la décision définitive et pour des raisons inconnues en ce temps là, le projet avait été reporté à une date ultérieure. Les raisons ont été connues plus tard. Les plus importantes d'entre elles furent l'estimation du capital nécessaire et de son amortissement. Le nouveau prix de revient de l'eau, calculé alors, s'élevait à 37 Cents par 1.000 gallons ce qui représente environ 9,7 Cents par mètre cube.

Néanmoins, il existe quelques petites usines de dessalement dont la chaleur est fournie par l'énergie nucléaire. Il s'agit principalement d'unités de dessalement prévues pour approvisionner les centrales nucléaires elles-mêmes.

La seule usine mixte à grande capacité est actuellement en construction en Union Soviétique. Il s'agit de l'usine mixte nucléaire de la ville de Schwetchenko qui doit dessaler l'eau de la Mer Caspienne. Le procédé adopté est celui à longs tubes verticaux et la capacité de l'usine s'élève à 31,7 millions de gallons (environ 120.000 m³/jour). C'est la plus grande capacité existante actuellement dans le monde.

-2- ENERGIE NUCLEAIRE ET CONVENTIONNELLE

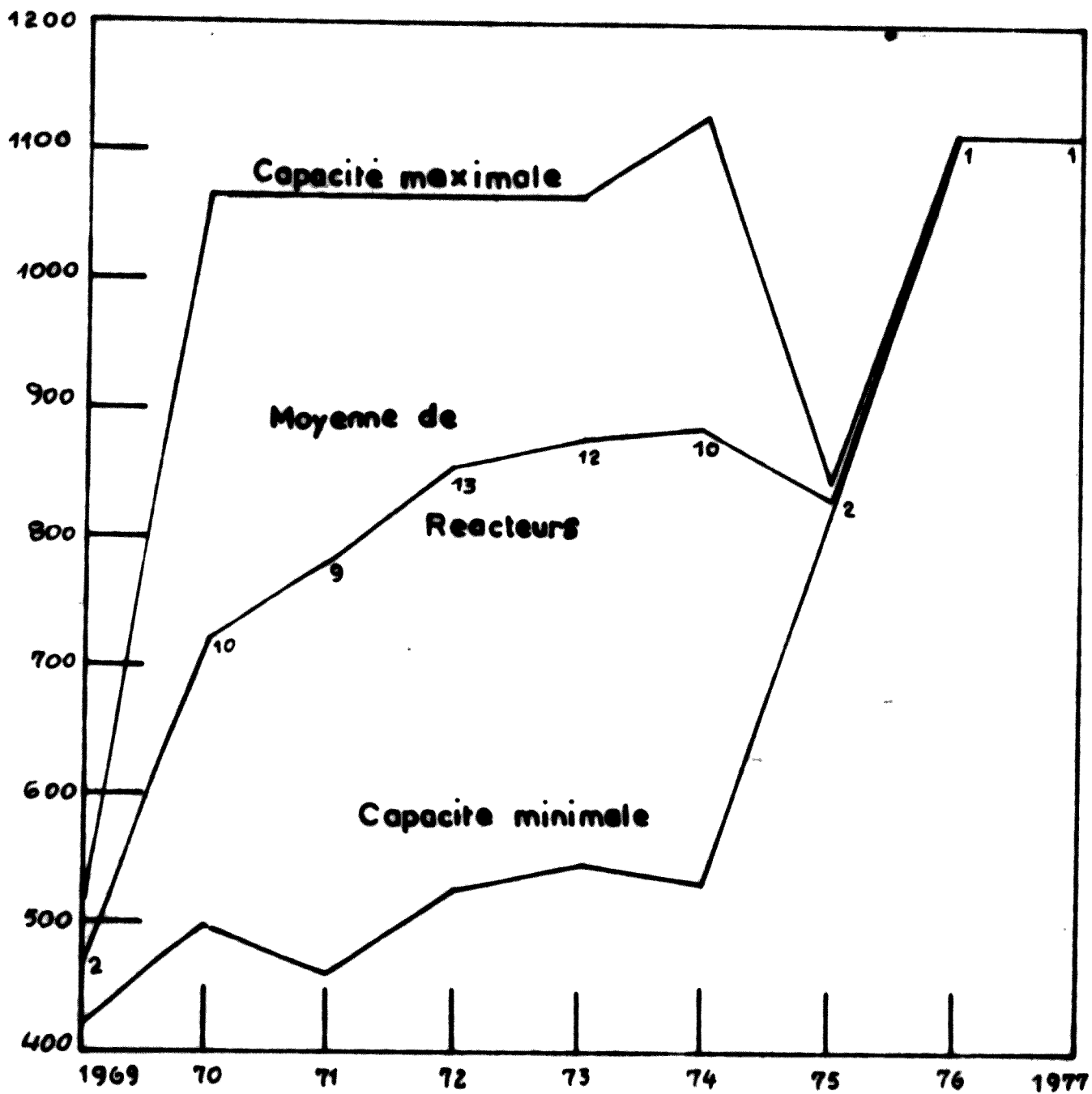
Les centrales électriques nucléaires demandent des investissements plus importants par unité d'énergie installée que les centrales conventionnelles. Par conséquent, les taux d'amortissement du capital sont plus élevés, mais le coût du combustible nucléaire est considérablement réduit.

La tendance actuelle est de projeter la construction de centrales nucléaires à grande capacité pour satisfaire d'une part, la demande croissante des consommateurs et d'autre part, pour obtenir un coût d'électricité raisonnablement réduit. La tendance existe pour les usines de dessalement. Le développement des réacteurs nucléaires à grande capacité en vue de produire simplement de l'électricité, leur donne la possibilité de fournir de la chaleur à coût réduit pour être utilisée dans les évaporateurs de dessalement.

La figure 18 montre clairement la tendance d'augmentation de la capacité des réacteurs de puissance. Les données proviennent de soixante centrales nucléaires actuellement en fonction ou en construction aux Etats-Unis (11). La courbe moyenne représente la capacité moyenne du nombre des réacteurs mentionnés à l'année d'opération commerciale estimée. La courbe supérieure et la courbe inférieure donnent la capacité maximale ou minimale pour chaque cas. Ce graphique montre d'une façon très claire que la tendance actuelle est vers la construction de réacteurs d'une capacité supérieure à 1.000 MWe et approchant les 1.200 MWe de puissance installée. On doit s'attendre dans un proche avenir à la construction de réacteurs beaucoup plus puissants.

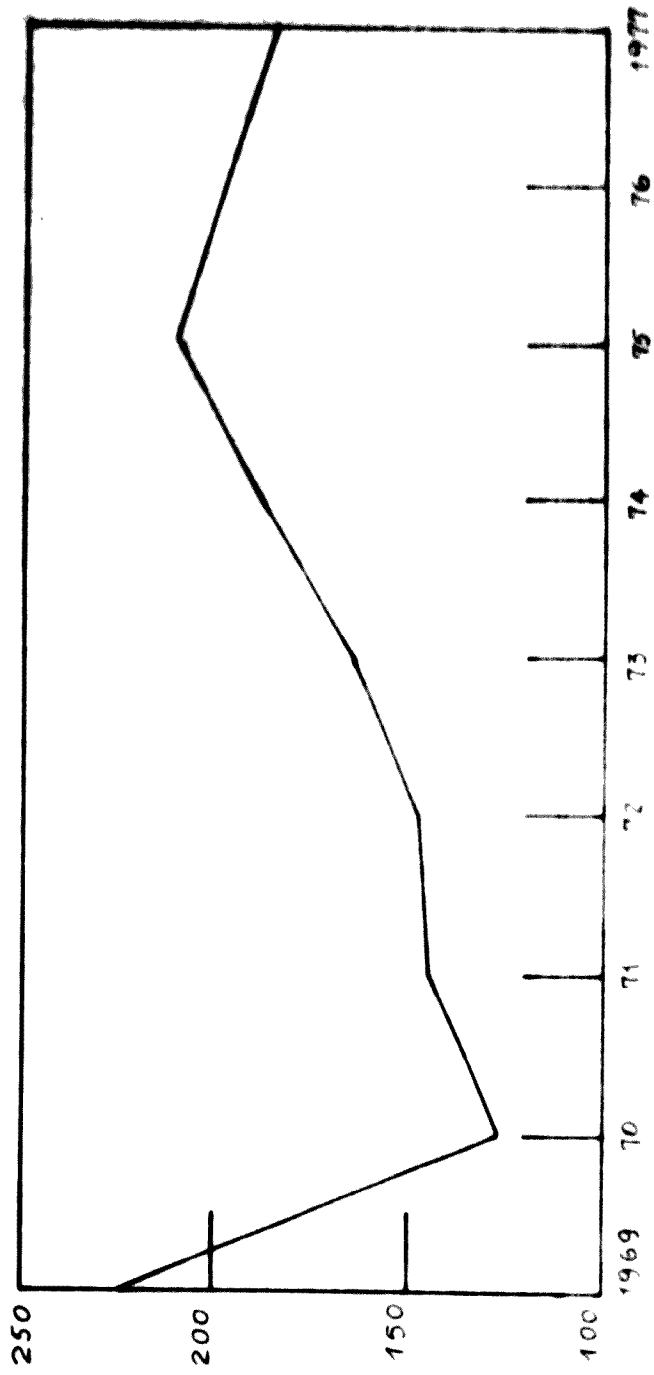
Durant les deux premières décades du développement des réacteurs à puissance, pour la production de l'électricité, le coût de l'installation avait constamment baissé. La figure 19 montre le développement moyen du coût d'installation pour les mêmes soixante centrales nucléaires (11). Bien que ce coût ne puisse être considéré comme strictement représentatif du fait qu'il se réfère à des unités de capacités différentes, à des lieux de construction différents, ainsi qu'à des centrales neuves ou à l'élargissement des centrales existantes, il indique néanmoins d'une façon générale que le coût de l'installation a augmenté pendant les années qui ont suivi, il était de \$ 110/KWe pour une centrale de 1.000 MWe, commandée en 1965, le coût moyen de dix centrales d'une capacité de 497 à 1.034 MWe destinées à être mises en opération en 1970, était de \$ 126/KWe et continue d'augmenter jusqu'à environ \$ 200/KWe. Néanmoins, une réduction du coût peut être anticipée pour des centrales futures.

Figure 1B



Tendance de la capacité de 60 reacteurs

Figure 19



Tendance du coût d'installation de 60 réacteurs

Il est évident que les données de coût mentionnées pour les centrales en construction ne peuvent pas servir d'une façon sûre dans les conditions actuelles, de base d'évaluation dans la concurrence entre la puissance nucléaire et la puissance conventionnelle, d'autant plus que le coût des centrales conventionnelles n'est pas également stable.

Dans une étude récente (12) faite à Porto Rico, l'investissement pour une centrale électrique d'une capacité de 500 à 600 MW a été estimé dans le cas des deux combustibles :

- nucléaire à 240 dollars par KW net
- et fossile à 170 dollars par KW net

La même incertitude existe actuellement en ce qui concerne le coût de l'énergie produite par les centrales nucléaires et conventionnelles. C'est un fait que les réacteurs nucléaires produisent l'électricité dans des centrales à grande capacité à un prix concurrentiel par rapport aux centrales conventionnelles. Ainsi, doit-on admettre qu'un plus grand nombre de centrales nucléaires vont être construites dans un proche avenir au détriment des centrales conventionnelles. On doit s'attendre d'après cette étude à ce que l'énergie nucléaire soit encore plus compétitive si on considère les doubles usines à la fois pour la production de l'électricité et pour le dessalement de l'eau.

Dans l'étude mentionnée plus haut, l'estimation du prix de revient de l'électricité produite donne les résultats suivants par KW net, en millions de dollars, suivant le combustible utilisé :

	<u>FOSILE</u>	<u>NUCLEAIRE</u>
Frais d'amortissement.....	1,79	2,50
Combustible.....	2,34	1,30
Frais d'entretien et opération.....	0,10	0,10
Matériaux et fournitures.....	0,15	0,15
Frais de souffre des gaz de cheminée.....	0,30	-
Assurance contre dangers nucléaires.....	-	0,50
TOTAL MILL. PAR KW NET	4,74	4,34

Une différence plus grande peut être envisagée avec des capacités de production plus élevées notamment dans le cas où la technologie des réacteurs convertisseurs sera suffisamment développée dans le proche avenir. En outre, l'augmentation récente du prix du pétrole aura une influence certaine sur le prix de revient de l'énergie obtenue par les combustibles conventionnels et sur la marge existante entre la production d'énergie par les moyens nucléaires et conventionnels.

-3- L'INVESTISSEMENT ET PRIX DE REVIENT DE L'EAU

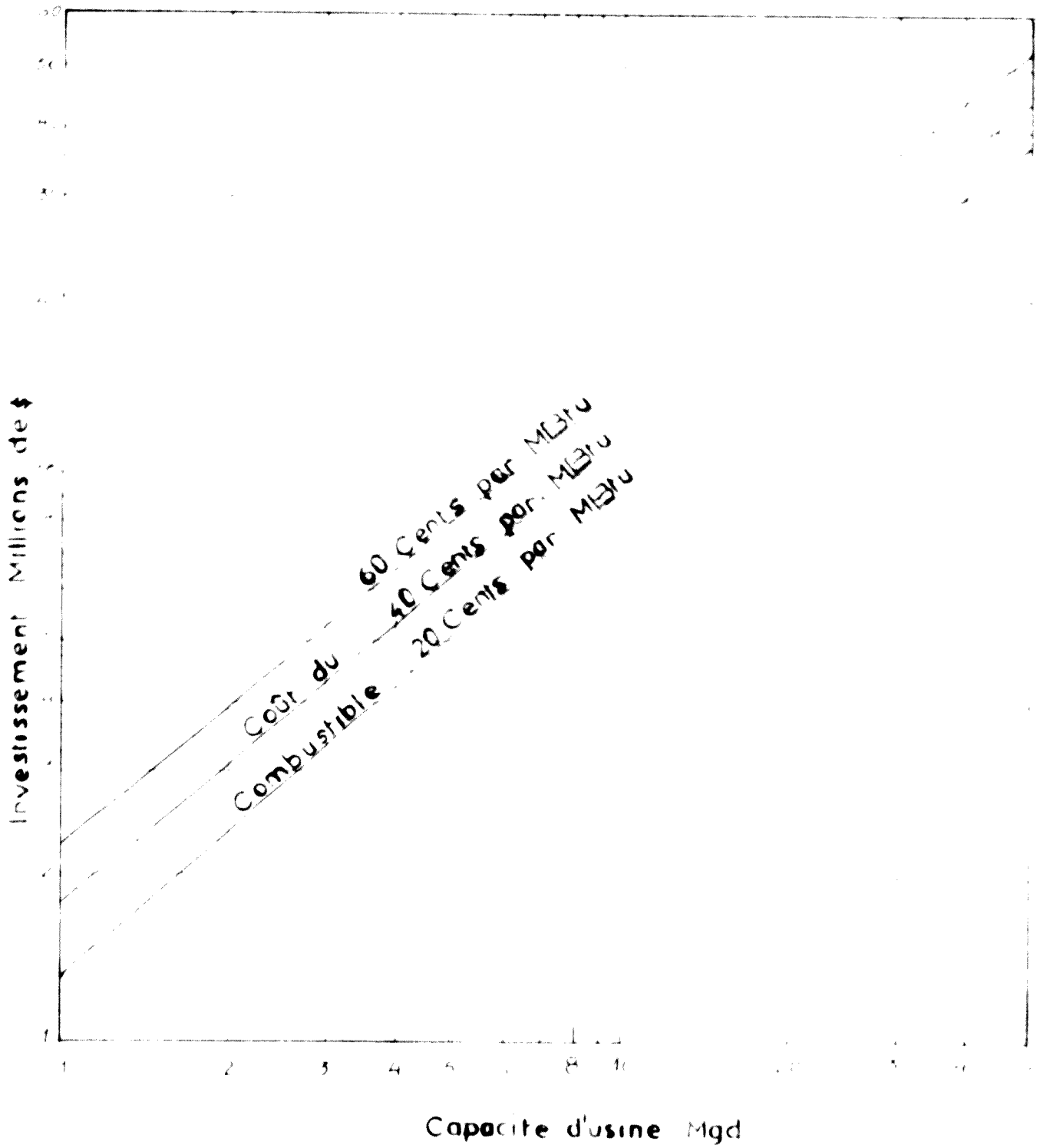
L'investissement en capital pour une usine de distillation par détente en plusieurs étages est fonction de la capacité de l'usine et du coût du combustible. Le South West Research Institute (13), a construit, sur la base des informations fournies par l'Office of Saline Water un diagramme donnant le coût de l'investissement pour les usines de distillation par détente à plusieurs étages (figure 2). Le diagramme ne tient compte ni du coût de l'équipement pour la production de la vapeur, puisqu'il s'agit d'une centrale mixte, ni du coût des tours de réfrigération puisque l'usine est supposée être construite au bord de la mer. En revanche, les coûts relatifs au terrain et les frais indirects du capital ont été pris en considération. Le diagramme couvre une capacité de production s'étendant de 1 à 5 Mgd (millions de gallons US par jour) ou de 4 à 200 mille mètres cubes par jour, ainsi qu'un coût de 20, 34 et 50 cents par million de BTU.

L'investissement nécessaire pour une usine de dessalement par évaporateurs utilisant notamment la compression de la vapeur, des évaporateurs à tubes verticaux et le procédé de distillation par détente à plusieurs étages, est inférieur à celui d'une usine de distillation par détente à plusieurs étages et plusieurs effets ayant la même capacité. Le même effet est applicable au prix de revient de l'eau.

Dans l'étude de Forto Rio, le coût d'investissement et le prix de revient de l'eau ont été calculés pour une usine de dessalement d'une capacité de vingt millions de gallons (76.000 m³ par jour) en a tenu compte de plusieurs procédés :

- F-13 Distillation par détente à plusieurs étages et à un effet.
- F-14 Distillation par détente à plusieurs étages et à plusieurs effets.
- F-15 Evaporateurs à tubes verticaux à plusieurs effets combinés avec des évaporateurs par détente, Projet Oak Ridge National Laboratory.
- F-16 Usine combinée, Projet Badger
- A-G Usine combinée, Projet Aérojet-Général.

Figure 20



Investissement pour usines de distillation par détente à plusieurs étages

...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...

...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...

...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...

...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...
...the ... of ... at ... the ... of ...

(TABLEAU)

COMPARAISON DES USINES DE DISTILLATION DE 20 H.L.

	DISTILLATION AGRICOLE		USINE COMBINEE		
	SEBS	BOHE	CIVIL	MLL	A-C
Capacité	1	2	11	10	12
Coefficient d'efficacité	10,0	7,0	12,0	12,0	12,0
Capital millions de francs	20,0	20,0	17,0	17,0	15,4
Frais annuels (millions de francs)	3,2	3,3	2,0	2,0	2,0
Coût de revient (millions de francs)					
Coûts / H.L.	52	54	47	47	45
Coûts / H.L.	13,7	14,0	12,3	11,0	11,2

VI DISTILLATION SOLAIRE

Les distillateurs solaires se composent d'un espace fermé dans lequel l'évaporation de l'eau salée et la condensation des vapeurs ont lieu simultanément. La chaleur solaire pénètre par une toiture inclinée, perméable à la radiation solaire ; elle est absorbée partiellement par l'eau salée, qui est ainsi chauffée jusqu'à une température supérieure à celle de la toiture mais inférieure au point d'ébullition de l'eau. Tant que cette différence de température existe, un gradient de la pression partielle de la vapeur d'eau est établi entre la surface de l'eau et la toiture. L'eau est évaporée et les vapeurs transportées tantôt par les courants de convection vers la toiture, où elles sont condensées à la surface intérieure moins chaude. L'eau de condensation coule en file mince le long de la toiture inclinée et est recueillie par des gouttières se trouvant à la partie inférieure de la toiture.

La productivité de l'appareil est déterminée en premier lieu par l'intensité de la radiation dominante. Par conséquent, la production varie pendant le jour. Elle est en outre influencée par la latitude géographique, les conditions atmosphériques et la saison. Étant donné que l'énergie de la radiation par unité de surface est déterminée par la nature, une augmentation de la production peut être obtenue seulement par l'accroissement de la surface utilisée. Le résultat est que les frais de la première installation, (contrairement à ce qui est commun dans l'industrie) et par la suite les frais d'entretien sont à peu près répartis à toute augmentation de la production d'une installation déterminée.

Les distillateurs solaires ont l'avantage de fonctionner avec de l'énergie gratuite et sans frais d'opération importants qui sont partiellement compensés par des frais d'amortissement accrus. Toutefois, la distillation solaire peut être considérée comme le procédé le plus approprié pour le dessalement de l'eau dans les installations à petite capacité et dans les régions à climat chaud.

-1- MECANISME DE FONCTIONNEMENT

Les processus d'échange de masse et de chaleur au cours de la distillation par l'énergie solaire n'atteignent jamais des conditions d'équilibre, car l'intensité de la radiation et la direction des vents ne sont pas constantes. Les variations ont cependant lieu d'une façon si lente, qu'on peut concevoir un fonctionnement par étapes, pendant lesquelles des conditions stationnaires peuvent être admises.

Au point de vue qualitatif, le mélange air/vapeur d'eau, qui se trouve en contact avec la surface de l'eau du bassin, possède une température plus élevée et par conséquent, une densité inférieure à celle du même mélange se trouvant au dessous de la surface intérieure de la toiture. Il se forme donc un courant de convection circulaire au départ de la toiture vers la surface d'eau. Le courant air/vapeur, en glissant sur cette surface, devient saturé par la vapeur d'eau. En contact avec la toiture, le mélange passe à l'état de sursaturation. La vapeur est de ce fait partiellement condensée et le mélange continue son chemin vers la surface de l'eau pour être saturé de nouveau.

Ce processus est effectué par des couches minces à proximité des deux surfaces d'échange de chaleur. Pratiquement la masse principale de l'air dans l'appareil n'est pas touchée par ce processus car la diffusion et la convection de la chaleur sont restreintes. Il est donc avantageux de prévoir une distance entre la toiture et la surface de l'eau et une inclinaison de la toiture aussi réduite que possible pour éviter la formation de courants de convection, plus importants.

L'énergie solaire, se composant de radiation directe et diffuse, pénètre par le matériel de la toiture. Elle est réfléchiée en partie sur sa surface extérieure et en partie inférieure et est absorbée par partie par le matériel même. Une partie de la radiation est réfléchiée à la surface et au fond de l'eau. Il en résulte ainsi des pertes de chaleur. Le reste de la radiation est absorbé par l'eau et le matériel du fond. De ce dernier, la chaleur absorbée est rendue en majeure partie à la couche d'eau superposée. Une partie mineure de la chaleur absorbée par le matériel de fond est perdue par conduction aux couches de terre au dessous de l'appareil.

Hormis l'échange de chaleur par convection, un échange de chaleur a également lieu par radiation entre la surface la plus chaude de l'eau et le film de condensation à la surface intérieure de la toiture. La chaleur transférée aux films de condensation par convection et par radiation est enfin renvoyée au matériel transparent de la toiture puis transférée à sa surface extérieure par conduction. De là elle passe par convection et radiation à l'air ambiant.

Tandis que la plupart des transferts mentionnés occasionnent de nettes pertes de chaleur, le transfert de chaleur de la toiture à l'air ne peut être considéré comme une pure perte parce qu'il est indispensable au maintien du cycle thermique.

Le coefficient d'efficacité des distillateurs solaires est obtenu par le rapport entre l'eau de condensation produite et la quantité théorique de l'eau destinée à l'évaporation, au cas où la totalité de l'énergie de radiation serait absorbée par l'eau salée. Le coefficient d'efficacité est alors le rapport entre la chaleur d'évaporation de l'eau condensée et la quantité de chaleur qui atteint la toiture du distillateur sous forme de radiation.

-2- MODELES DE CONSTRUCTION

Plusieurs modèles de distillateurs solaires furent l'objet de travaux de recherches et de développement intensifs. On peut distinguer les constructions suivantes de distillateurs solaires :

- a) Installations simples de type serre.
- b) Installations d'humidification en une seule construction ou éléments séparés.
- c) Collecteurs de l'énergie solaire combinés avec des distillateurs séparés.
- d) Appareils à plusieurs effets.

Seule la construction classique de l'appareil du type serre sous ses diverses variantes a eu une large application technique et ce, malgré l'intérêt d'une exploitation systématique de l'énergie solaire -restreinte il faut le dire- dans des appareils à plusieurs effets.

Le matériel transparent de la toiture est un facteur important qui influence la conception des constructions. Le verre ordinaire est le matériel le plus souvent utilisé. On a également utilisé des films en plastique. Or, comme la plupart des matériaux plastiques ne sont pas mouillés par l'eau, une condensation par gouttes se produit à moins que le film n'ait subi un traitement spécial.

Cependant, toute construction envisagée, doit être complètement étanche à l'eau et à l'air. Les fuites d'eau distillée constituent une perte directe ; les fuites de l'eau salée accroissent la conductivité thermique de la terre en dessous du distillateur et elles augmentent ainsi les pertes de chaleur. Les fuites de

vapeur, qui peuvent du reste augmenter par le vent, constituent une double perte de chaleur et d'eau évaporée.

Une haute absorption de la radiation est désirée par tous les constructeurs dans le but d'obtenir de hautes températures de l'eau salée et par conséquent des taux d'évaporation élevés. La formation de gouttes à l'intérieur de la toiture qui tombent dans le bassin, est équivalente à une perte d'eau de condensation. Cette dernière coule doucement le long de la surface inférieure du verre de la toiture si elle possède une inclinaison d'environ dix degrés. Il existe des constructions à inclinaisons plus petites, dont la largeur de l'appareil est cependant réduite.

-3- DISTILLATION DU TYPE SERRE

Compte tenu du fait que les distillateurs solaires du type serre sont les seuls distillateurs ayant une importante application technique, la description des appareils se limitera aux appareils de ce type (20). Le fonctionnement de ces appareils est basé sur les considérations théoriques décrites plus haut. Les appareils diffèrent suivant l'aménagement général, la forme géométrique choisie, la façon de supporter la toiture, d'alimenter l'eau salée, d'évacuer la saumure, les caractéristiques des matériaux de construction et du matériel de la toiture. Ce matériel exerce une influence principale sur la forme géométrique.

Le verre possède une perméabilité permanente et satisfaisante à l'énergie solaire, une bonne résistance mécanique, même envers la grêle, et un prix bas. Des films transparents ont été utilisés surtout aux Etats-Unis, mais avec des résultats douteux. La plupart des plastiques, à l'exception du film Tedlar fabriqué par Dupont, ont montré une résistance insuffisante envers la radiation solaire et les agents atmosphériques.

Parmi les différentes constructions, celle de Iof et de l'Institut Vallele (14) a été appliquée à la station d'essais de Daytona Beach (figure 21) et plus récemment, avec quelques modifications, à l'installation espagnole de Las Marinas (15). La caractéristique particulière de ces installations est qu'on utilise un seul bassin pour l'eau salée. Ses dimensions sont déterminées en fonction de la production demandée. Les vitres de verre reposent par les deux bouts sur des poutrelles en béton préfabriqué. Le plancher est revêtu de cartons imprégnés d'asphalte et l'étanchéité est obtenue par l'emploi de matériel asphaltique. L'eau de condensation est récupérée par des gouttières, adaptées aux deux côtés de chaque toit individuel, et coule vers le réservoir. Le bassin de l'eau salée est rempli à une profondeur dépassant la profondeur habituelle; il est évacué d'une façon discontinue.

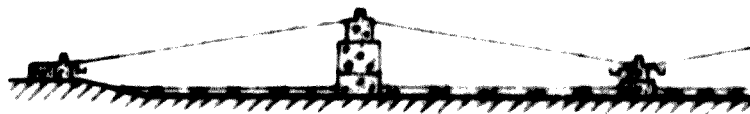
La construction australienne (figure 22) de Morse et Read (14) comporte des bassins étroits isolés avec toiture s'étendant en longueur. On emploie du verre spécialement coupé pour serres, d'un prix très modéré, mais ayant une longueur maximale de cinquante cinq cms. Ceci implique une réduction de la longueur du bassin d'environ un mètre. Le plancher était auparavant revêtu par des feuilles en polyéthylène noir. Dernièrement on a adopté, même dans cette construction, des feuilles en caoutchouc de butyle. Le plancher est incliné et porte des barrages afin de former des cascades. Les vitres de verre reposent par l'extrémité inférieure sur des poutrelles de béton et sont mutuellement supportées par l'extrémité supérieure. L'eau salée est alimentée continuellement par une quantité correspondant à l'évaporation ; elle déborde à l'autre extrémité du bassin. L'étanchéité est assurée par de la pâte de caoutchouc à silicone. L'alimentation continue visait un fonctionnement de l'installation sans personnel de surveillance, un but qui n'a pas pu être atteint jusqu'à présent.

Les deux types de distillateurs solaires, avec une toiture en verre et un film plastique, furent installés en Grèce. La construction développée par l'auteur et sa femme possède une toiture asymétrique, ayant un côté beaucoup plus large que l'autre. La toiture est supportée par une construction métallique en alliage d'aluminium spécial (figure 23), les gouttières de l'eau distillée servent en même temps de cadre de support à la construction métallique. L'installation se compose de plusieurs unités d'une largeur de trois mètres et d'une longueur de vingt à quarante mètres. Le plancher de chaque bassin est revêtu d'une seule feuille de caoutchouc de butyle.

Des installations de ce genre ont été construites aux Iles de Patmos (17), Kimoles, Nissyros, Cephalonie et Ithaque. La même construction, légèrement modifiée, est en installation à Gwasar au Pakistan.

Une installation à toiture de Tedlar a été installée à l'Ile de Symi en Grèce, par Church World Service (figure 24). Par une légère surpression, le film de Tedlar devient sous-tendu (18). L'installation a montré les pertes de vapeurs par manque d'étanchéité et a souffert considérablement d'agents atmosphériques. Pour pallier cet inconvénient, on a prévu pour la prochaine installation à l'Ile de Aegina une forme en V de la toiture de Tedlar, tenue par un tube pesant au milieu du film (figure 25). Au lieu de deux gouttières le long du bassin, une seule gouttière au milieu s'avèrait suffisante, mais cette installation a souffert des conditions atmosphériques. Il a fallu alors reconstruire l'installation de Symi et celle de Aegina d'après un nouveau dessin où le film de Tedlar incliné a été tendu. Cette construction n'a pas été plus efficace que les autres si bien que toutes les installations en toiture de plastique en Grèce ont été abandonnées et démantelées.

Figure 21



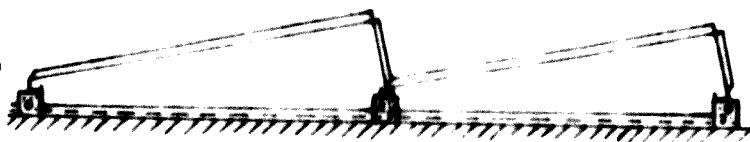
Distillateur solaire du type américain avec
toiture en verre

Figure 22



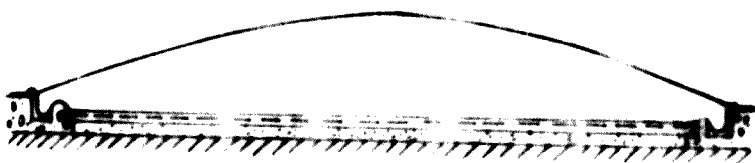
Distillateur solaire du type australien

Figure 23



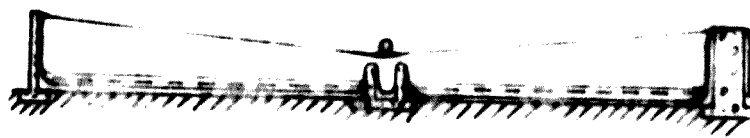
Distillateur solaire du type grec

Figure 24



Distillateur solaire avec toiture en Teflon gonflé

Figure 25



Distillateur solaire avec toiture en Teflon en V

Néanmoins, une installation avec toiture en Tedlar gonflé, pareille à celle de la figure 24, est actuellement en fonctionnement à l'île Petit Saint Vincent de la Mer Caraïbe (19).

Le tableau 9 contient les données les plus importantes sur les installations de distillation solaire dans le monde. A part les grandes installations pour l'approvisionnement des communes, il existe encore plusieurs petites installations pour usage domestique ou pour des hôtels. Ces installations ne se distinguent que par la grandeur de celles contenues dans le tableau. La première colonne du tableau indique la figure qui correspond à la création. Les chiffres entre parenthèses indiquent que l'installation correspond approximativement à la figure donnée.

-4- R E N D E M E N T

La productivité d'un distillateur solaire est exprimée comme la production de l'eau distillée par jour et par unité de surface d'eau évaporée. Le rendement varie largement avec l'énergie solaire absorbée et partant avec la région géographique. Dans un endroit déterminé, le rendement varie en plus avec les conditions atmosphériques ainsi qu'avec l'heure, devenant pratiquement nul pendant la nuit. Il atteint un maximum pendant les mois chauds de l'été et un minimum pendant l'hiver. Des comparaisons peuvent être effectuées uniquement à base d'une radiation déterminée. A titre d'orientation seulement on peut citer un rendement de 0,5 à 1,1/m² par jour en hiver et de 5 à 6,1/m² par jour en été. Le coefficient d'efficacité varie aussi pendant l'année ; on peut considérer également à titre d'orientation, un coefficient d'efficacité variant de 40 à 55 % pour les mois chauds (température extérieure de 20 à 40° C.) et de 30 à 40 % pour les mois froids (température extérieure de 10 à 15° C.).

Malgré le fait que tous les constructeurs envisagent une absorption aussi grande que possible de la radiation, le rendement varie d'une construction à l'autre. En outre, des matériaux qui forment de l'ombre (algues, dépôts de sels, suspensions dans le bassin) peuvent influencer en sens contraire la température de l'eau du bassin. Le même effet provient de la profondeur de l'eau. On se borne donc à une profondeur ne dépassant pas par préférence les trois centimètres.

(TABLEAU 9)

LES PLUS IMPORTANTS DISTILLATEURS DANS LE MONDE

ORDRE	PAYS	LOCALITE	ANNEE	SURFACE M ²	EAU	TOITURE	CONDITION
(22)	CHILI	Las Salinas	1872	4.460	saumure	verre	abandonné
(21)	U.S.A.	Daytona Beach I	1959	228	mer	verre	reconstruit
20	U.S.A.	Daytona Beach	1961	217	mer	plastique gonflé	abandonné
19	U.S.A.	Daytona Beach II	1961	246	mer	verre	abandonné
18	U.S.A.	Daytona Beach	1963	149	mer	plastique gonflé	démantelé
(17)	AUSTRALIE	Muresk I	1963	372	saumure	verre	reconstruit
16	GRECE	S y m i I	1964	2.690	mer	plastique gonflé	reconstruit
15	GRECE	Aegina I	1965	1.490	mer	plastique V	reconstruit
14	GRECE	Salamis	1965	388	mer	plastique V	abandonné
13	CAPE VERDE	Santa Maria	1965	744	mer	plastique V	?
(12)	INDIA	Bhavnagar	1965	378	mer	verre	en fonction
(11)	AUSTRALIE	Muresk II	1966	372	saumure	verre	en fonction
(10)	AUSTRALIE	Cooper Pedy	1966	3.160	saumure	verre	en fonction
(9)	AUSTRALIE	Caiguna	1966	372	saumure	verre	en fonction
(8)	AUSTRALIE	Hamelin Pool	1966	558	saumure	verre	en fonction
(7)	ESPAGNE	Las Marinas	1966	870	saumure	verre	en fonction
6	GRECE	Patmos	1967	8.650	mer	verre	en fonction
5	AUSTRALIE	Griffith	1967	414	saumure	verre	en fonction
(4)	TUNISIE	Chakmou	1967	440	saumure	verre	en fonction
3	WEST INDIES	Petit St Vincent	1967	1.710	mer	plastique gonflé	en fonction
2	GRÈCE	Kimolos	1968	2.500	mer	verre	en fonction
1	GRECE	Aegina II	1968	1.490	mer	plastique gonflé	démantelé
0	GRECE	S y m i II	1968	2.600	mer	plastique gonflé	démantelé
(3)	TUNISIE	Mahdia	1968	1.300	saumure	verre	en fonction
(2)	CHILI	Quillagua	1968	100	-	verre	en fonction
1	GRECE	Nissyros	1969	2.040	mer	verre	en fonction
(23)	MEXIQUE	Natividad Isles	1969	95	mer	verre	en fonction
(22)	U.R.S.S.	Bakharden	1969	600	saumure	verre	en fonction
(21)	WEST INDIES	Haiti	1969	223	mer	verre	en fonction
20	PAKISTAN	Gwadar I	1969	307	mer	verre	en fonction
(19)	PAKISTAN	Gwadar II	1970	4.000	mer	verre	en construction
18	GRECE	Cephaloni	1971	2.500	mer	verre	en fonction
17	GRECE	Ithaque	1971	2.000	mer	verre	en construction

-5- FONCTIONNEMENT DES DISTILLATEURS

La figure 26 montre le schéma de fonctionnement très simple d'une distillation solaire. L'eau de mer ou l'eau saumâtre d'un forage est emmagasinée dans un réservoir élevé où on laisse décanter le sable entraîné éventuellement. Du réservoir, l'eau salée alimente les distillateurs soit par gravité, soit par pompage. L'eau salée est renouvelée avant que l'augmentation de sa concentration, due à l'évaporation, ne provoque des dépôts de carbonate de calcium et surtout de sulfate de calcium. C'est ce qui arrive après deux ou trois jours pendant les mois d'été et moins souvent en hiver. Plusieurs constructeurs alimentent l'eau salée d'un côté du distillateur et laissent déborder la saumure par l'autre bout au dessus d'un barrage dont la hauteur détermine la profondeur du bassin d'eau. Ce procédé a l'inconvénient de former de l'eau stagnante par endroits où du gypse peut se déposer.

L'après un procédé développé par l'auteur, les bassins sont d'abord évacués presque complètement à des périodes prédéterminées et remplis par de l'eau salée. De cette façon, on évite les dépôts de sels ainsi que la formation d'algues. Le même procédé permet de contrôler individuellement la profondeur de l'eau salée dans le bassin.

La main d'oeuvre nécessaire se limite à une personne par jour, qui s'occupe du service des pompes et au même temps de l'entretien. Les frais d'entretien pour les installations à toiture en verre sont très réduits. Pour les installations à couverture plastique, ces frais seraient si importants que la plupart des installations ont été abandonnées. En Grèce, il n'existe plus de distillateurs solaires en plastique en fonctionnement.

-6- COLLECTE DES EAUX DE PLUIE

Les distillateurs solaires sont des appareils tout indiqués pour la collecte des eaux de pluie de toits. Un investissement supplémentaire est à peine nécessaire. Etant donné que la période des pluies correspond à des radiations solaires faibles, les deux modes de récupération de l'eau potable se complètent donc.

Néanmoins, pour assurer l'approvisionnement en eau pour toute l'année, un stockage est indispensable du fait que la disponibilité de l'eau est périodique pour chacun des deux cas. Une expérience d'une durée de deux ans à Syml a permis de calculer pour une production moyenne de 76 m³ par mois provenant de la collecte de pluie, qu'un stockage supérieur à 500 m³ est nécessaire pour assurer l'approvisionnement continu d'une commune, tandis que celui desservant une installation solaire, n'aurait qu'une capaci-

Figure 26

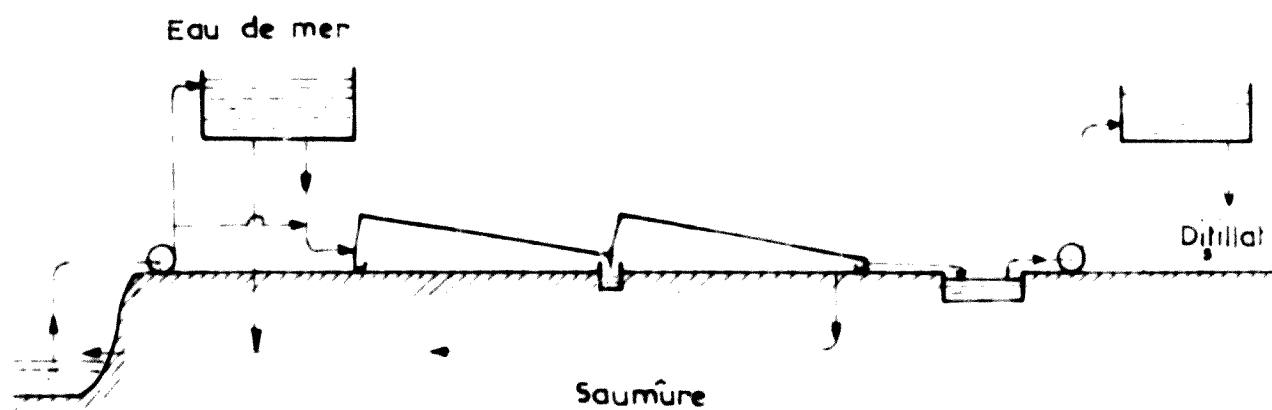


Schéma d'un distillateur solaire

té du tiers à peu près. La combinaison des deux procédés de récupération de l'eau permettrait de doubler la quantité d'eau disponible avec un stockage de 650 m³.

-7- CONSIDERATIONS ECONOMIQUES

Etant donné que tous les grands distillateurs ont été installés durant les dernières années, beaucoup de données relatives à ce qui concerne leur vie de service, comme du fait que le matériel de construction, à l'exception des films plastiques, ont une vie assez longue - pour le moins - en vue de l'existence d'un distillateur solaire s'étendant à un grand nombre de mètres carrés. La vie sera d'autant plus grande que la construction est plus robuste.

Les frais de construction varient considérablement avec le type de distillateur. Une construction robuste, comme elle est représentée par la figure 25, a coûté environ 10 000 \$ par m² de surface d'eau.

Le coût de l'énergie, des pièces et matérielles, de la main d'œuvre et l'amortissement sont donc les deux principaux facteurs pour l'établissement du prix de revient de l'eau ; viennent en second lieu les frais d'entretien et de collecte des eaux de pluie, faite sans frais supplémentaires, sont considérablement réduits le prix de revient. L'eau produite étant distillée, le problème avec l'eau saumâtre, si elle est disponible, est un facteur supplémentaire pour l'établissement du prix de revient définitif.

La distillation solaire est le procédé de dessalement le plus avantageux pour l'approvisionnement de petites communes.

VII ECHANGE D'IONS

Le phénomène d'échange d'ions fut observé quand certains silico-aluminates naturels du sodium et du potassium, dits zéolithes, ont été mis en contact avec de l'eau contenant des sels dissous. Ces produits naturels ont été remplacés par des substances synthétiques, les permutites, qui se caractérisent par une capacité d'échange plus prononcée.

-1- ADOUCCISSEMENT DE L'EAU

Les zéolithes naturels et artificiels ont été utilisés à grande échelle pour la production d'eau douce exempte de dureté, convenable pour l'alimentation des chaudières et autres procédés qui exigent de l'eau douce.

Dans le procédé de l'adoucissement de l'eau, les cations calcium et magnésium des sels dissous, responsables de la dureté de l'eau, sont remplacés par des cations sodium, libérés par les zéolithes. Les zéolithes de sodium sont ainsi transformés en zéolithes de calcium et de magnésium. Par traitement avec une solution de chlorure de sodium en excès, ils sont régénérés et peuvent être soumis à un nouveau cycle d'adoucissement.

L'adoucissement de l'eau consiste tout simplement à substituer le sodium aux cations toxins électropositifs que lui tels que, le calcium, le magnésium, le fer, etc... Le contenu de l'eau en anions reste intact.

-2- RESINES SYNTHETIQUES

L'apparition de diverses résines polymères synthétiques, ont élargi considérablement le domaine de l'application de l'échange ionique. On a pu ainsi préparer des résines spécifiques pour l'échange des cations, dites résines échangeuses de cations ou résines cationiques et, des résines pour l'échange des anions, dites résines échangeuses d'anions ou anioniques.

Alors que les résines cationiques sont régénérées par une solution de chlorure de sodium ou un acide, les résines

qui résines se sont par ailleurs. Selon le mode de régénération, les résines cationiques échangent les cations contenus dans l'eau par les ions sodium ou hydrogène. Les résines anioniques échangent les anions de l'eau par les ions hydroxyde, ne pouvant traiter une déminéralisation complète de l'eau et un produit final peut être de l'eau distillée.

3- FACTEURS DE RÉGÉNÉRATION

En fait, les résines aux propriétés de la technique de régénération sont entièrement auto-catalytiques pour la régénération. Les paramètres de l'eau de régénération sont un facteur important. Le coût revient de l'échange ionique. Il est donc nécessaire d'optimiser les régénérants dont le coût est le plus important.

En outre, la rentabilité de l'échange ionique est la fonction de la quantité de régénérant utilisé. Cette quantité est équivalente à la somme des ions devant être éliminés et régénérés par les ions hydroxydes et hydroxydes.

Cela fait caractéristique limite d'usage de l'échange ionique. Les eaux d'alimentation contenant très peu de sels dissous sont traitées et font très économiquement les autres eaux de régénération.

4- APPLICATION PRATIQUE DU PROCÉDÉ

L'application du procédé de l'échange ionique est simple. L'eau à traiter passe successivement à travers deux colonnes, contenant respectivement les résines cationiques et anioniques qui éliminent les ions indésirables, contenus dans l'eau en les régénérant par des ions hydrogène et hydroxyde. Ces derniers sont régénérés en fixant de l'eau. Une fois saturées, ces résines doivent être régénérées dans leur propre colonne et rincées pour éliminer l'excès des régénérants.

Au lieu de deux colonnes, on applique également une seule colonne contenant un mélange approprié de résines cationiques et anioniques. Un seul cycle de déminéralisation est effectué, mais il est nécessaire de régénérer individuellement les deux sortes de résines. Dans les deux cas décrits, la marche est discontinue.

On s'oriente actuellement vers l'emploi de régénérants moins coûteux et de procédés continus.

-5- PROCÉDÉ DESAL

Ce procédé est adapté surtout au dessalement des eaux légèrement salines. Il est basé sur la propriété de certaines résines anioniques (ou cationiques) à former des bicarbonates avec des solutions de gaz carbonique et de posséder un coefficient favorable de sélectivité chlorures-bicarbonates.

Le procédé DESAL utilise en général trois colonnes en série. La première colonne d'alcalinisation contenant la résine anionique base faible, transforme les constituants anioniques en bicarbonates de sodium, de calcium et de magnésium. La deuxième, qui contient une résine cationique acide faible, retient les cations et libère le gaz carbonique par décomposition des sels produits à la colonne précédente. Elle joue donc un rôle de "déalcalinisation".

La troisième colonne contient de nouveau une résine anionique base faible. Elle absorbe du gaz carbonique et forme une résine identique à celle de la première colonne. Il devient donc possible de changer le sens de l'écoulement de l'eau et de continuer l'opération, sans procéder à un cycle spécial de régénération de la résine anionique. Ce n'est que la résine cationique de la seconde colonne qui doit être régénérée par de l'acide sulfurique ou chlorhydrique.

Une modification du procédé consiste à employer deux colonnes de résines afin de réduire le capital investi. Il est à signaler que ce procédé est en mesure de dessaler des eaux contenant jusqu'à 3.000 mg/l de sels à un prix de revient intéressant. Des efforts ont été faits pour développer le procédé DESAL en marche continue.

-7- PROCÉDÉ SUL-BISUL

Deux colonnes sont utilisées, contenant respectivement une résine anionique base forte et une résine cationique acide forte. De ce fait, il ressemble au procédé conventionnel d'échange d'ions.

Dans une première étape, l'eau passe dans la colonne à résine cationique. Les ions hydrogènes de la résine prennent la place des ions calcium, magnésium et sodium contenus dans la solution. Ainsi les sels dissous sont transformés en acides correspondants et l'effluent est un acide dilué.

Le fait caractéristique du procédé SUL-BISUL se trouve dans la région anionique, qui est composée d'une résine sulfatée. L'effluent acide de l'échangeur cationique transforme les ions sulfates en bisulfates monovalents. Les places vacantes créées dans la résine sont occupées par absorption des anions existants dans l'eau d'alimentation. Les acides étant retenus par la résine, il en résulte une eau fraîche pratiquement exempte de constituants minéraux.

La régénération de l'échangeur cationique est effectuée par des procédés classiques. Dans certains cas la régénération de l'échangeur anionique peut être faite par l'eau brute, si elle contient une alcalinité suffisante. Dans le cas contraire, une solution de 0,7 % d'hydroxyde de calcium peut être employée, celui-ci neutralise l'acide minéral libéré au cours du cycle de régénération.

-7- PROCÉDE DU CONIGLIO NAZIONALE DELLE RICERCHE

Ce procédé utilise deux colonnes, contenant deux résines chacune. Les lits de ces résines sont superposés sans être mélangés. L'eau d'alimentation est introduite premièrement dans la colonne d'échange cationique contenant une résine acide forte et une résine base faible ; la première absorbe le sodium, la deuxième, le calcium et le magnésium. L'effluent est fortement acide. Les chlorures et les sulfates sont retenus dans la colonne à résines anioniques.

La régénération des résines cationiques se fait par de l'acide sulfurique assez dilué afin d'éviter la précipitation du sulfate de calcium et celle des résines anioniques par de l'hydroxyde de calcium, l'eau produite contient moins de 100 mg/l de $CaCO_3$, quantité tolérée dans l'eau potable.

-8- PROCÉDE ASAHI

Contrairement aux procédés décrits, utilisant des lits fixes de résines, ce procédé consiste à traiter les eaux d'une manière continue ou quasi continue. Chacune des deux résines doit être transférée automatiquement, par forces hydrauliques, des colonnes d'absorption d'ions aux colonnes de régénération. Après rinçage, les résines sont reconduites aux colonnes d'absorption. Ces opérations exigent un contrôle automatique de plusieurs vannes, dans le système de tuyauteries pour le transport continu des résines.

À part cet inconvénient, le procédé est identique aux autres en ce qui concerne les étapes principales : absorption d'ions,

régénération et rinçage. L'eau d'alimentation est introduite dans la colonne d'échange cationique où les cations sont échangés par des ions hydrogènes. L'effluent de cette colonne est acide, puisque les sels en solution ont été convertis en leurs acides respectifs. L'eau est ensuite dirigée vers l'échangeur d'anions pour éliminer les chlorures, les sulfates et les autres constituants anioniques.

Les résines sont tenues en mouvement à contre-courant. La résine épuisée est conduite à la colonne de régénération, puis à la colonne de rinçage et finalement à des dépôts se trouvant au-dessus des colonnes d'échange cationique ou anionique. Des quantités dosées de résines sont introduites par le sommet des colonnes d'échanges ioniques et tombent vers le fond à contre-courant avec l'eau d'alimentation.

-9- PROCEDE CHEM SEIS

Ce procédé est également un procédé continu à contre-courant, qui emploie deux boucles séparées pour les opérations nécessaires à la déminéralisation, une pour le cycle anionique et l'autre pour le cycle cationique. Les résines circulent dans chaque boucle à des intervalles prédéterminés. Le réglage automatique joue donc un rôle important.

Chaque boucle est subdivisée en plusieurs compartiments. Dans l'un on effectue l'absorption des ions non désirés, dans l'autre, la résine épuisée est régénérée, ensuite rincée dans un troisième puis remise en circulation.

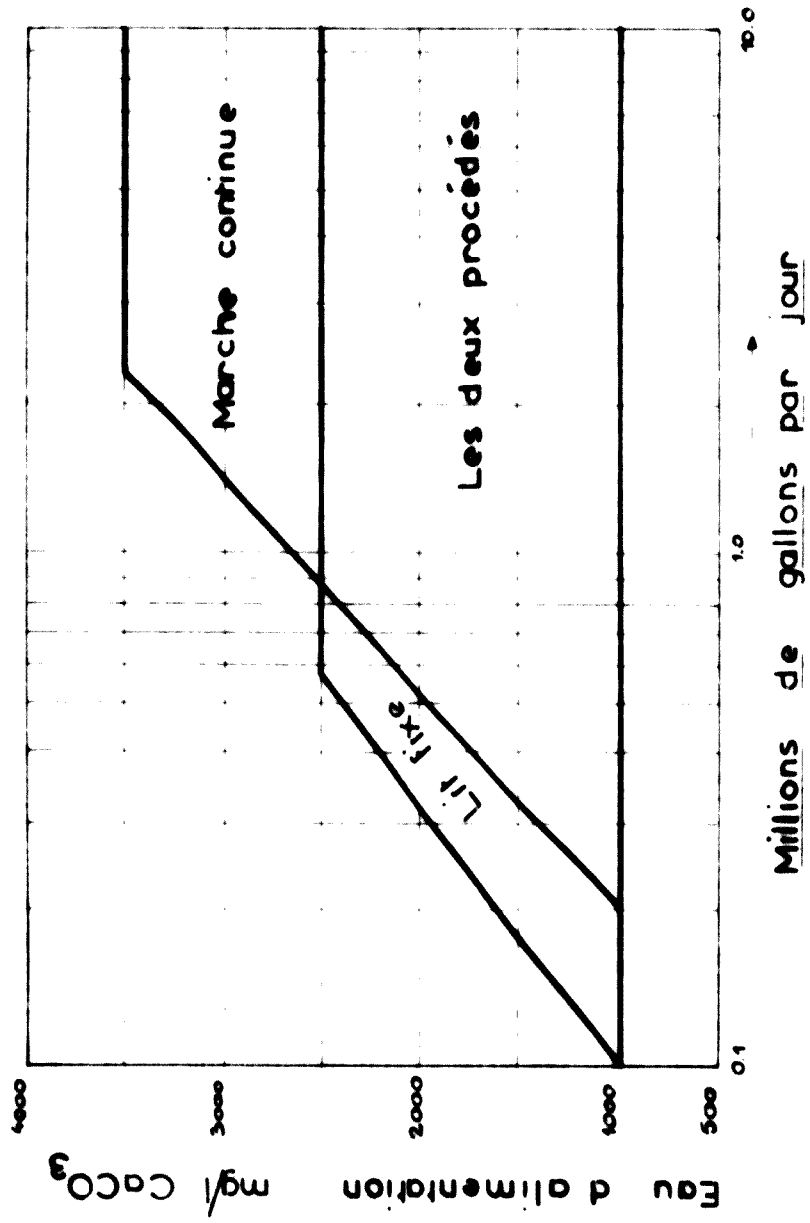
-10- AUTRES PROCEDES

Plusieurs procédés en phase continue ont été proposés ou sont en voie de développement. Notons à titre indicatif, celui de PATERSON-CANDY en Angleterre, le procédé G.H.H. - M.A.N. en Allemagne, etc... Tous ces procédés ont comme but, la réduction des frais de régénération et de fonctionnement de façon à être économiquement applicables à des eaux fortement salines. L'inconvénient est qu'ils exigent une instrumentation développée et délicate pour assurer le mouvement périodique des résines et des liquides.

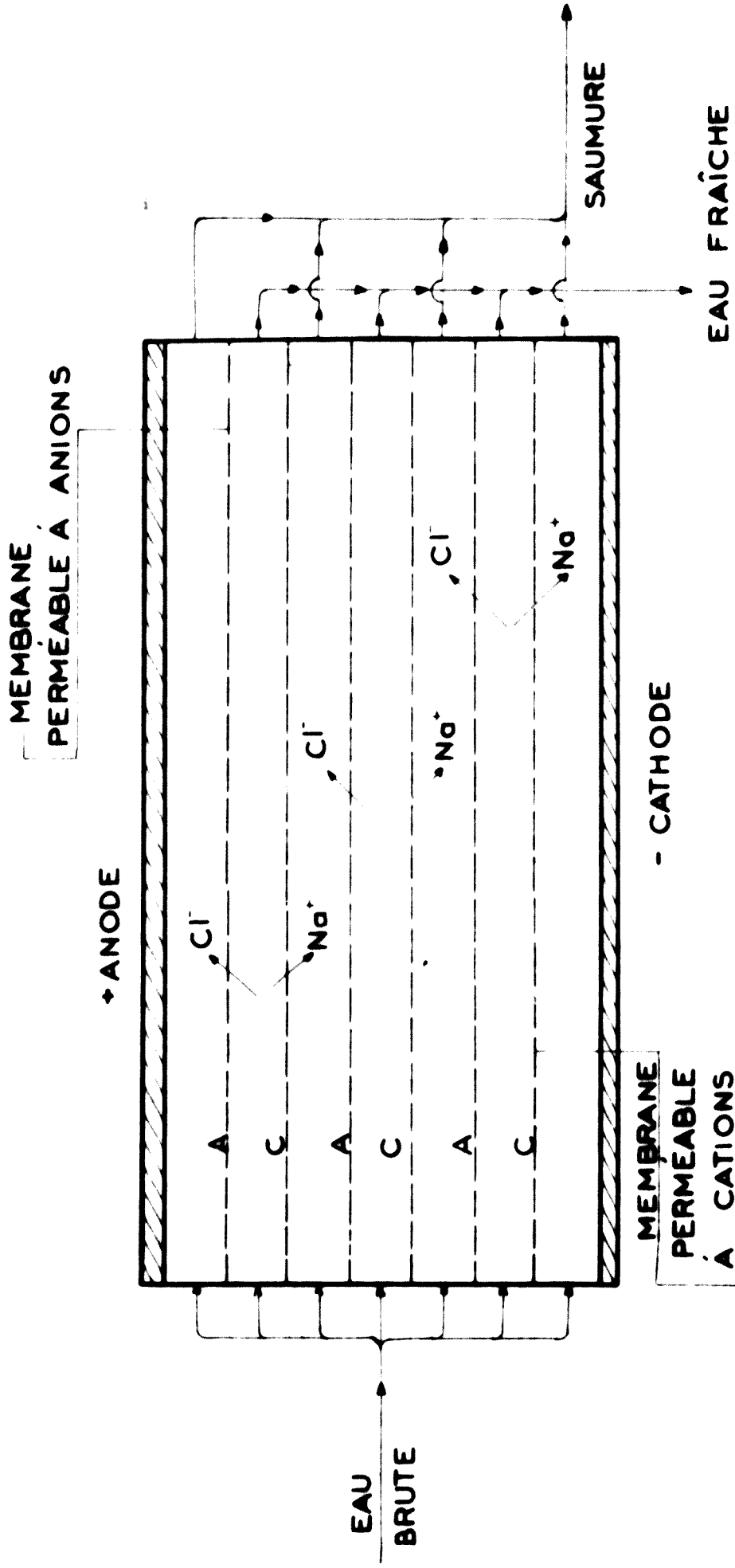
-11- APPLICATION DES PROCÉDES D'ÉCHANGE D'IONS

Le procédé d'échange ionique est largement utilisé pour la déminéralisation de l'eau potable ou d'une eau légèrement saline. On obtient une eau très pure, supérieure à l'eau distillée. On peut appliquer ce procédé au dessalement de toute eau mais il s'avère que la rentabilité diminue lorsque la salinité augmente, d'autres procédés sont alors utilisés.

La figure 27 montre les limites d'application des procédés à lits fixes et en marche continue en fonction de la concentration en CaCO_3 . Les systèmes à lits fixes sont indiqués pour des installations de petite capacité, traitant des eaux à salinité réduite alors que pour le procédé en marche continue, les installations de grande capacité sont les plus avantageuses.



Limites d'application des procédés d'échange d'ions



Principe du procédé d'électrodialyse

VIII ELECTRODIALYSE

Une application du phénomène d'échange d'ions, très importante pour le dessalement des eaux salines, se rencontre dans le procédé de l'électrodialyse. Ce dernier est en effet une combinaison de l'électrolyse à diaphragmes et de la dialyse. La différence principale réside dans le fait que les diaphragmes ne sont pas constitués simplement par des feuilles poreuses, mais par des membranes minces, constituées de résines échangeuses de cations ou d'anions. Au cours de l'électrolyse, ces membranes montrent une sélectivité de passage pour les ions ; les membranes perméables aux cations laissent passer ces derniers et empêchent la traversée des anions ; les membranes perméables à ces derniers remplissent la fonction contraire. Il devient donc possible, en appliquant un courant électrique continu sur une solution continue entre deux membranes, d'éliminer et les cations et les anions, on obtiendrait alors, une eau qui serait plus ou moins pure, les sels étant concentrés dans les compartiments au-delà des membranes.

L'électrodialyse est un procédé qui est utilisé depuis plus de quinze ans dans le dessalement des eaux saumâtres. Plusieurs centaines d'usines d'électrodialyse ont été construites avec des capacités s'étendant de quelques mètres cubes à 20.000 mètres cubes par jour.

-1- APPLICATION INDUSTRIELLE

Le principe du procédé est illustré dans la figure 28. Le courant continu est imposé verticalement aux membranes, chaque unité d'électrodialyse en comprend plusieurs, à anions et à cations, disposées alternativement. Des compartiments situés entre deux membranes de sens inverse, ne contiennent pas d'eau au préalable. Les cations qui passent à travers la membrane à cations sont neutralisés par les anions de la membrane voisine. Des compartiments se forment, les uns contenant de l'eau épurée, les autres une saumure qu'on évacue par la suite.

On peut voir dans la figure 28 que les compartiments contenant la saumure sont neutres du point de vue ionique, exceptés ceux qui sont en contact avec les électrodes. La saumure du compartiment anodique contiendra un excès de chlore et produira de l'oxygène et du chlore à l'état gazeux. Dans le compartiment cathodique, il y

aura une diffusion de l'hydrogène et une formation de soude caustique en petites quantités. La saumure de ces deux compartiments est également rejetée avec celle qui provient des compartiments intérieurs.

Il y a plusieurs manières d'introduire les fluides dans une installation d'électrodialyse. Malgré les possibilités de recyclage qui s'avèrent parfois avantageuses, le meilleur moyen consiste à introduire l'eau à dessaler en parallèle ou en série dans tous les compartiments, d'extraire l'eau épurée des compartiments pairs et la saumure des compartiments impairs.

La quantité de sels, éliminés au cours d'un seul passage, s'élève entre 30 et 50 % de la totalité des sels dissous et dépend de la dureté et de la température de l'eau d'alimentation. Si l'eau à dessaler est assurée en sels dissous, il est nécessaire qu'elle subisse plusieurs passages à travers les unités d'électrodialyse, jusqu'à ce qu'elle atteigne le degré de dessalement désiré.

En admettant une élimination de 50 % pour les sels dissous au cours d'un seul passage, si l'on désire produire de l'eau à 500 mg/l à partir d'une eau brute à 1.000 mg/l, un seul passage suffirait ; deux passages pour une eau à 2.000 mg/l, etc... Les étages d'électrodialyse nécessaires sont donc fonction de la salinité de l'eau à dessaler.

D'autre part, la consommation de l'énergie électrique est proportionnelle aux équivalents électrochimiques des sels éliminés de la solution. Les ions bivalents, tels que le calcium et le magnésium, consomment plus d'électricité que les ions monovalents comme le sodium. La consommation d'énergie dépend donc de la quantité des sels dissous en même temps que de leur composition.

En conclusion, la qualité de l'eau d'alimentation influence aussi bien l'investissement (nombre d'étages) que les frais de fonctionnement (consommation d'énergie) des installations d'électrodialyse.

-2- PRETRAITEMENT DE L'EAU BRUTE

Il est évident qu'il faut éliminer toute matière (en suspension ou à l'état colloïdal) contenue dans l'eau avant son introduction dans l'appareil d'électrodialyse à l'aide d'une filtration sur sable. Si l'on n'élimine pas ces impuretés, elles se déposeront sur les membranes causant ainsi leur détérioration et entraînant une réduction de l'efficacité de l'appareil. Eventuellement, l'addition d'un coagulant pourrait être nécessaire avant la filtration. Ce traitement n'augmenterait le prix de revient que de 1,3 cent US par mètre cube d'eau produite.

La présence de matières organiques peut être éliminée par une filtration à travers du charbon actif sur filtre à sable.

Le fer et le manganèse divalents, se trouvant dans l'eau brute à une concentration supérieure à 0,3 mg/l, peuvent détériorer sérieusement les membranes : on les élimine par oxydation par le permanganate. L'oxyde obtenu est filtré sur filtre de zéolithe à manganèse. Le coût de ce traitement s'élève entre 0,25 et 0,5 cent US par mètre cube d'eau produite, pour une eau d'alimentation contenant 2 à 4 mg/l de fer et de manganèse.

La présence d'hydrogène sulfuré peut aussi affecter les membranes. Mais le problème le plus important en électrodialyse reste la formation de tartre sur les membranes par dépôts de sels inorganiques, tels que le carbonate et le sulfate de calcium. Dans certaines limites, la formation de ces dépôts peut être évitée par des procédés plus ou moins simples. Dans le cas d'une saturation partielle ou totale par le sulfate de calcium de l'eau d'alimentation, un adoucissement de cette dernière par des procédés chimiques est nécessaire (par exemple, le procédé à la chaux et à la soude). Le coût de ce traitement additionnel pourrait s'élever à 2,5 ou 5,0 cents US par mètre cube d'eau produite.

-3- NOMBRE D'UNITES D'ELECTRODIALYSE

Les projets d'usines de dessalement par le procédé d'électrodialyse ont été établis empiriquement et basés sur l'expérience des constructeurs. Chaque eau d'alimentation doit être analysée séparément afin de pouvoir évaluer les facteurs importants tels que, le nombre d'unités nécessaires et l'énergie à consommer. Les propriétés les plus importantes de cette eau pour le procédé d'électrodialyse sont la température, la dureté et la nature des matières dissoutes. La détermination de la vitesse de l'eau dans l'unité d'électrodialyse permet de calculer le nombre d'étages nécessaires pour l'élimination complète des sels.

La méthode de la détermination de la vitesse est basée sur la dureté et la température de l'eau d'alimentation. Les eaux douces et chaudes ont les vitesses les plus élevées. Par exemple, une eau dont la totalité des matières dissoutes se composerait de NaCl aurait un facteur de vitesse égal à 1,4 à 35° C. Si l'eau ne contient que 20 % de NaCl dissout, le facteur de vitesse devient égal à 0,51 à 21° C. et à 1,0 à 35° C.

Ce facteur est utile pour déterminer la fraction des sels dissous qu'on pourrait éliminer à chaque unité d'électrodialyse.

Le pourcentage des sels dissous éliminés, est fonction de la vitesse de l'eau. L'élimination est d'autant plus grande que la vitesse est faible. Une optimisation doit donc être faite pour déterminer la vitesse idéale qui donnerait le nombre minimum d'étages d'électrodialyse pouvant assurer la production d'une eau ayant le contenu désiré en matières dissoutes.

-4- RAPPORT ENTRE SAUMURE ET EAU PRODUITE

Le dépôt du sulfate de calcium sur les membranes peut être évité si l'on choisit un rapport convenable entre la saumure évacuée et l'eau produite, évitant une sursaturation du sulfate dans la saumure. Une concentration maximale de 440 mg de sulfate de calcium par litre de saumure est généralement admise. Une concentration supérieure (500 mg/l) peut être tolérée si l'on emploie de l'hexamétophosphate de sodium au cours du prétraitement de l'eau brute. Ces limites ont été calculées en supposant que les ions calcium représentent 3,7 % du total des sulfates, 10,7 % du total des anions. On recommande généralement un rapport, entre saumure et eau produite, plus élevé, 2,15 par exemple.

Les dépôts de carbonate de calcium peuvent être évités en ajoutant à l'eau d'alimentation des quantités déterminées d'acide sulfurique car les membranes d'électrodialyse résistent aux solutions légèrement acides.

-5- CONSOMMATION D'ENERGIE

L'énergie nécessaire à ce procédé sert au pompage et fournit le courant nécessaire.

Le pompage doit compenser les pertes de pression à travers les étages de l'électrodialyse et faire monter l'eau au ni-

veau des réservoirs élevés. Une consommation de 0,25 KWh par mètre cube d'eau produite et par étage d'électrodialyse est courante (le pompage pour une hauteur de 75 mètres consomme environ 0,25 KWh/m³).

L'énergie est absorbée sous forme de courant continu, capable d'éliminer les ions indésirables contenus dans l'eau. Cette énergie est estimée environ à 1,32 KWh par mètre cube d'eau produite et par g/l de sels à éliminer. Ainsi pour réduire 2 g à 0,5 g par litre on consommera environ 2 KWh par mètre cube d'eau produite, à 21° C.

Chaque degré au dessus (jusqu'à 30°) ou au dessous de cette température entraîne une réduction de la consommation d'énergie de 2 %, cela ne veut pas dire qu'un chauffage artificiel de l'eau soit rentable.

-6- MAIN D'ŒUVRE

Ce procédé ne nécessite pas énormément de main d'œuvre. Deux heures de surveillance par jour suffisent ainsi qu'un nettoyage des membranes, environ trois fois par an.

Les frais de main d'œuvre sont donc très réduits et dépendent de la capacité de l'installation dans le cas évident où il n'est pas nécessaire de faire subir à l'eau un prétraitement important.

-7- REMPLACEMENT DES MEMBRANES DÉTRIMÉES

Leur coût est un facteur important du prix de revient de l'eau produite, car il peut varier entre 10 % et 25 % du prix de revient total de l'eau produite. La durée de vie maximum des membranes est de cinq ans.

-8- DOMAINE D'APPLICATION DU PROCÉDÉ

À part son application dans le dessalement de l'eau saumâtre, l'électrodialyse connaît d'autres domaines d'application. On peut citer entre autres, la purification du sérum du sang, la récupération des constituants du sérum de lait (whey) ; en fromagerie, etc... L'électrodialyse semble avoir trouvé un débouché futur important dans la rénovation des eaux usées ainsi que dans la séparation des divers sels en solution.

IX OSMOSE INVERSE

L'osmose inverse est un procédé relativement nouveau pour le dessalement de l'eau. Malgré les progrès réalisés par ce procédé, il lui reste encore un long chemin à faire avant qu'il soit comparable à la distillation ou à l'électrolyse. Les usines d'usines en opération ou en construction et fonctionnant suivant ce procédé est restreint, leur capacité s'étend de quelques mètres cubes à 4000 par jour.

Les membranes constituent l'élément essentiel du procédé. Un travail de recherche important est en cours de réalisation pour améliorer la qualité des membranes.

Ce procédé présente des avantages certains sur les autres car il est simple dans son fonctionnement et ne nécessite qu'une petite quantité d'énergie du fait de l'absence de chauffage.

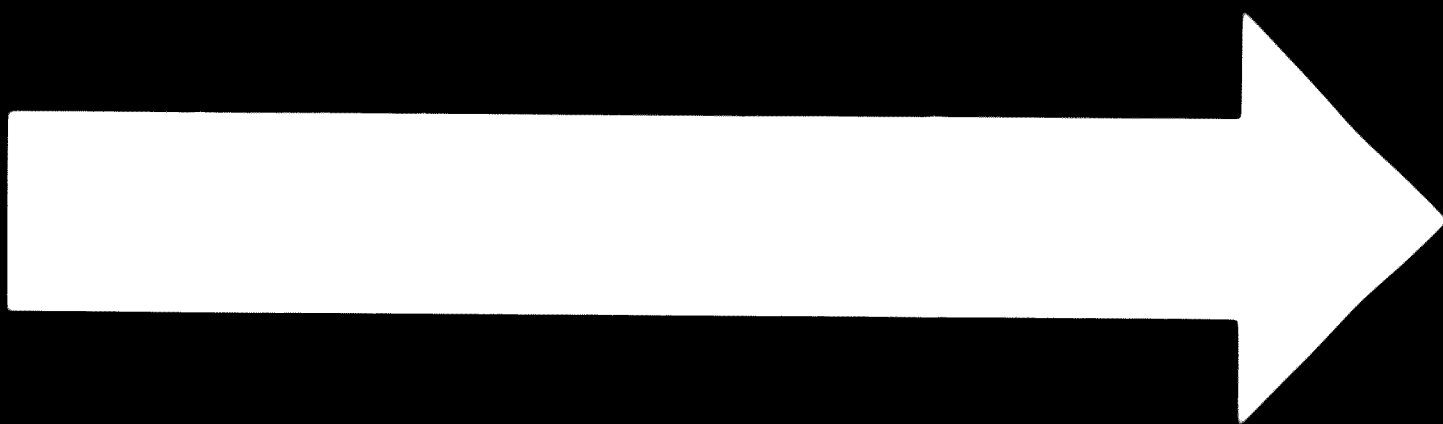
-1- PRINCIPE DU PROCÉDÉ

Deux compartiments sont dans une solution de concentration différente, sont séparés par une membrane semi-perméable. L'eau de la solution la plus diluée diffuse à travers la membrane jusqu'à égalisation des concentrations. C'est le phénomène d'osmose et la pression exercée sur la solution diluée est la pression osmotique. Lorsque cette dernière devient égale à celle de la solution concentrée, le phénomène s'arrête.

La membrane doit être semi-perméable, c'est-à-dire perméable au solvant (eau) et non aux sels. La pression osmotique développée dépend de la nature du solvant, des sels dissous et de la température: elle est en outre proportionnelle à la différence de concentrations des solutions. En outre, la pression osmotique est d'autant plus grande que la salinité de la solution concentrée est plus élevée.

Si au contraire, la pression dans le compartiment à haute concentration est supérieure à la pression osmotique, l'écoulement du solvant à travers la membrane se fera dans le sens inverse. C'est le phénomène d'osmose inverse utilisé pour le dessalement des saumures salines.

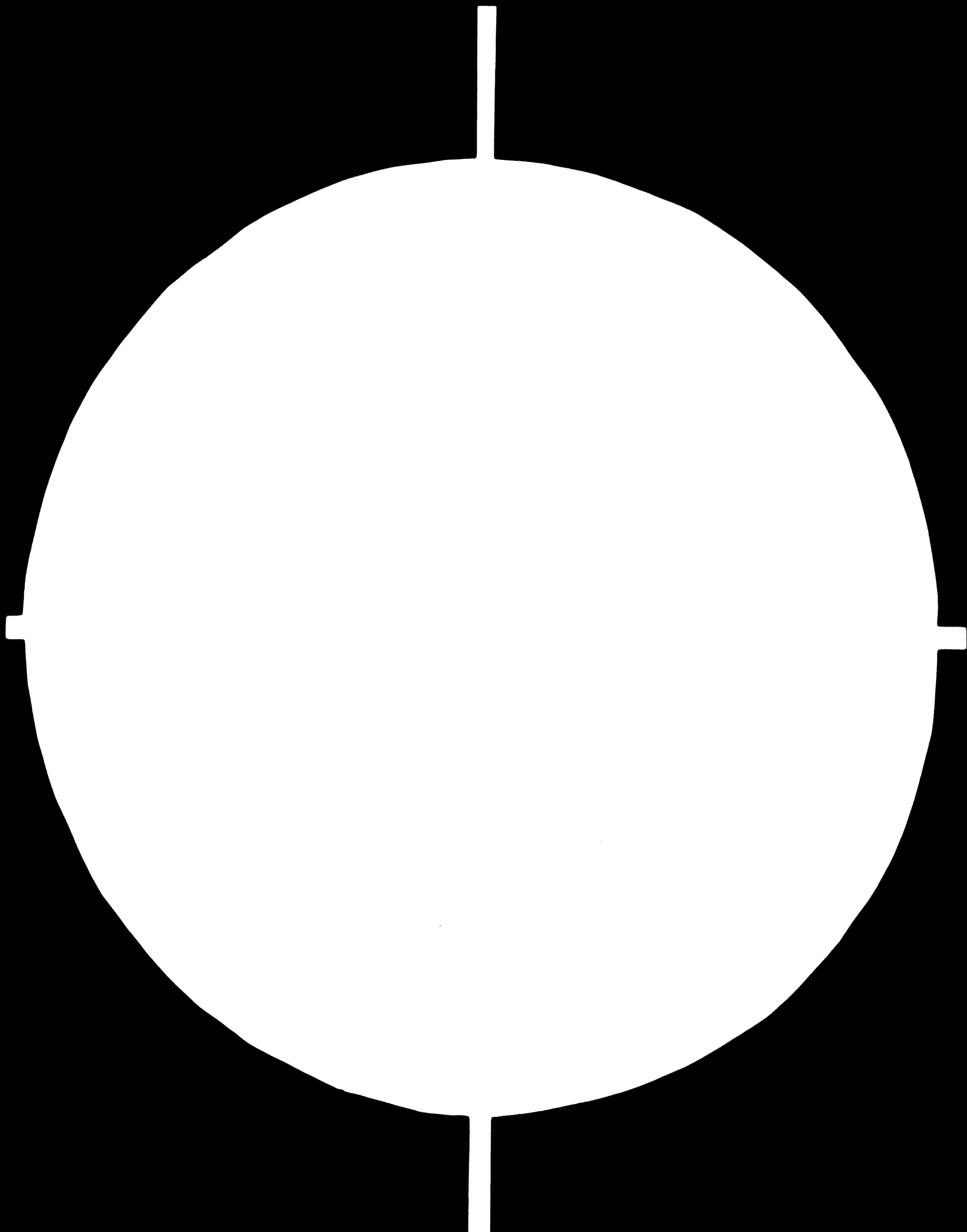
G-611



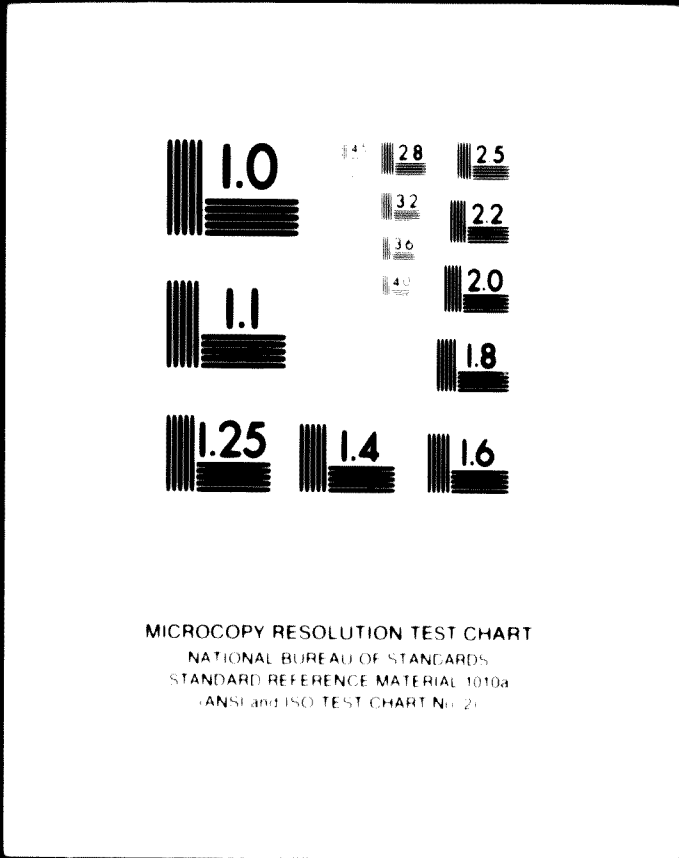
85.01.16

AD.86.07

ILL 5.5+10



2 OF 2



24 x F

-2- LES MEMBRANES

Le produit utilisé par S. LOEB, inventeur du procédé pour la confection des membranes, est l'acétate de cellulose. La technique de préparation consiste à former d'abord un film mince d'une solution d'acétate de cellulose de solvants et d'additifs. Cette opération est suivie d'un séchage à l'air de courte durée et d'une immersion dans l'eau froide (0 à 3° C.) afin d'éliminer le solvant et de transformer le polymère en gel. Les membranes sont ensuite immergées dans de l'eau chaude (38 à 60° C.) un certain temps.

La membrane ainsi produite a une épaisseur totale de 0,1 mm environ, une couche active de 0,15 à 0,25 microns, l'épaisseur restante sert de support primaire à la pellicule active.

En outre, la membrane devrait, malgré sa faible épaisseur posséder une grande résistance mécanique car elle est soumise constamment à des différences de pressions importantes, qui diminuent sa perméabilité et sa durée de vie. L'idéal serait de disposer de membranes suffisamment perméables, durables et d'un coût de revient raisonnable.

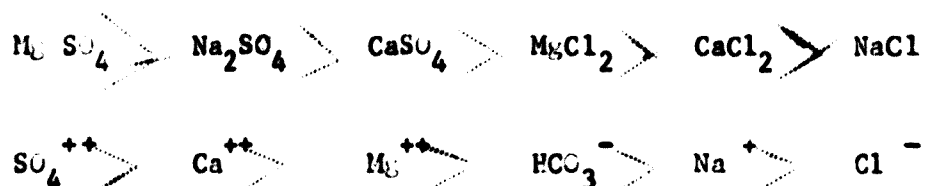
Ce but n'a pas encore été atteint complètement et l'acétate de cellulose reste jusqu'à présent la matière première pour la confection des membranes. Plusieurs produits ont été proposés mais à l'exception du nylon, aucun n'a été concluant.

-3- PROPRIETES DES MEMBRANES

Les membranes sont caractérisées par leur débit d'eau et le facteur de rejet des sels. Ces deux propriétés ne sont pas indépendantes. En effet, un débit élevé entraîne un rejet de sels réduit, et vice-versa. En outre, un accroissement de pression entraîne une augmentation du débit d'eau et une réduction de son contenu en sels.

En conséquence, une eau d'alimentation à haute salinité exigera un rapport de récupération en eau inférieur à celui d'une eau moins saline, pour la production d'une eau de même qualité. Et, à chaque eau d'alimentation correspondra une membrane, un rapport de récupération et une pression déterminés pour obtenir l'eau désirée.

Toutes les membranes d'osmose inverse ne se comportent pas de même façon vis-à-vis des sels, celles en acétate de cellulose rejettent de préférence les sels et les ions polyvalents. L'ordre de rejet peut être établi comme suit :



La durée de vie des membranes peut varier entre six mois et deux ans. Elle dépend de la compacité occasionnée, de la détérioration chimique, des dépôts minéraux et organiques, ainsi que de la détérioration structurelle. La compacité résulte de la pression exercée des deux côtés de la membrane, la détérioration due à une attaque bactérienne ou à une hydrolyse de l'acétate de cellulose par augmentation de la température ou du pH de l'eau d'alimentation. La température optimale est comprise entre 30 et 33° C. et le pH entre 5,5 et 7.

Un traitement approprié de l'eau d'alimentation doit être effectué afin d'éviter les entartrages, qui influencent considérablement le débit de l'eau. La détérioration structurelle peut provenir du support poreux étant donné que la membrane, du fait de sa faible épaisseur et qu'elle soit exposée du côté de la saumure, doit supporter de très hautes pressions et des matières en suspension.

-4- PRETRAITEMENT DE L'EAU

Le prétraitement de l'eau s'effectue de la même manière que pour l'électrodialyse.

Comme ce phénomène est basé sur la filtration, le nom d' "hyperfiltration" est souvent donné à ce procédé, il est nécessaire donc d'éliminer au préalable toute matière en suspension. Le degré d'élimination est fonction de l'appareillage utilisé. Certains appareils étant plus tolérants que d'autres, une bonne coagulation par exemple, peut nécessiter l'addition d'un électrolyte convenable.

Certains contaminants organiques doivent être éliminés afin d'éviter qu'ils se déposent sur les membranes en entraînant une diminution du débit. Une filtration à travers un lit de charbon actif pourrait se révéler indispensable.

La présence des ions divalents (fer et manganèse par exemple), peut causer aussi des dépôts sur les membranes si leur concentration dépasse 0,3 mg/l, leur élimination devient alors indispensable. Une chloruration calculée de l'eau brute (car un excès de chlore peut détériorer les membranes) peut être indiquée pour éviter la présence de bactéries susceptibles d'attaquer les membranes.

En ce qui concerne la présence de carbonate et de sulfate de calcium dans l'eau d'alimentation : même chose que ce qui a été dit pour l'électrodialyse.

Le rapport de récupération dépend avant tout de la concentration des sels contenus dans l'eau d'alimentation. Si la concentration est élevée, un adoucissement de l'eau par un procédé chimique (le procédé à chaux ou à soude par exemple, est souhaitable). Un prétraitement adéquat peut avoir une grande influence sur la vie des membranes donc, sur la rentabilité économique.

-5- APPLICATION INDUSTRIELLE

Du fait de la forte pression exercée sur la membrane, cette dernière doit posséder un support capable de la soutenir, déterminant en général la configuration de l'appareil.

Il existe ainsi une grande variété de configuration suivant le support utilisé et l'écoulement désiré des fluides dans les appareils d'osmose inverse.

La construction la plus ancienne repose sur le principe de la filtre-pressé : les membranes s'appuient des deux côtés opposés sur des plaques-supports cannelées et la pression est exercée dans l'espace formé par les deux membranes. L'eau douce produite traverse ces dernières, atteint les cannelures des supports et s'écoule à l'extérieur de l'appareil sous une pression normale.

Dans une autre construction, la membrane a la forme d'une spirale soudée par ses trois côtés à un film poreux. L'eau douce produite sort du côté libre et pénètre à l'intérieur d'un tuyau de collection disposé axialement. L'avantage de cette construction est que la pression s'exerce dans un vaisseau tubulaire au lieu d'un réservoir de grand diamètre.

La construction de cet appareil en forme tubulaire semble alors plus efficace. Le tuyau poreux peut servir d'une part,

de support à la membrane et d'autre part, de paroi résistant à la pression. La membrane est logée à l'intérieur des tuyaux. L'eau saline soumise à la pression diffuse à travers le tuyau poreux et sort à l'extérieur des tuyaux.

D'autres constructions où les membranes, adaptées à la surface extérieure des tubes poreux, existent. Dans ce cas, l'ensemble des tubes est aménagé dans un réservoir à haute pression, l'échappement de l'eau douce se faisant à l'intérieur des tubes.

Le dernier développement dans ce domaine réside dans la construction d'appareils à fibres creux. Grâce aux progrès de la technologie, on a réussi à construire des tubes capillaires en matériel plastique de 25 à 250 microns de diamètre. L'ouverture minimale de ces tuyaux capillaires permet à la membrane de résister aux fortes pressions sans qu'il y ait besoin de parois de support. Une extrémité des capillaires est soudée, l'autre libre est incorporée à une paroi de séparation, comme dans les échangeurs de chaleur à tuyaux. La membrane formée a la forme d'un pinceau et se trouve placée à l'intérieur d'un réservoir à pression. L'eau saline est conduite au réservoir sous pression, elle traverse les parois des capillaires et est recueillie derrière la paroi de séparation.

Le débit par unité de surface de membrane (4 à 75 litres par mètre carré par jour) est très inférieur à celui des autres constructions (280 à 900 litres par mètre carré par jour), néanmoins, la productivité par unité de volume est plus élevée à cause de la différence de la surface spécifique entre les deux sortes de constructions; en effet, les appareils à fibres creux ont une surface de 20 à 40 m²/m³. au lieu de 0,15 à 0,30 m²/m³.

L'inconvénient principal du procédé de l'osmose inverse, qui peut être étendu à toutes les constructions, réside dans la diminution progressive du débit en fonction du temps. Ceci est dû principalement à la compacité et à la détérioration des membranes. Une régénération périodique des membranes devient nécessaire. Des travaux sont en cours pour développer des procédés de régénération sur place.

-6- HAUTE PRESSION

Il n'y a pas que les membranes qui créent des soucis; les conditions de fonctionnement des pompes à haute pression sont à leur tour, difficiles surtout dans les installations de petite capacité. Il est admis que dans les installations plus importantes (p.e. de 1.000 mètres cubes par jour), la haute pression est fournie par des pompes centrifuges à plusieurs étages au lieu des pompes à piston, comme c'est le cas pour les installations à petite capacité.

La récupération d'une partie de l'énergie consommée au cours du pompage par des turbines à expansion ne semble réalisable que pour des installations à grande capacité (4.000 mètres cubes par jour par exemple).

A la température ambiante, la pression osmotique entre l'eau pure et l'eau de mer est d'environ de 7,73 kg/cm². Néanmoins, pour obtenir un débit acceptable, on doit appliquer une pression beaucoup plus importante. Par exemple, un débit de 750 l/m² x jour exige une pression de 100 kg/cm².

La pression exigée qui dépend de la concentration des sels dissous dans l'eau brute, est d'autant plus faible que la concentration est réduite. Or, l'osmose inverse et l'électrodialyse sont appliquées surtout à des eaux saumâtres, mais des efforts prometteurs sont en cours pour l'application de ce procédé au dessalement de l'eau de mer.

On peut citer à titre d'information, que des pressions de 60 kg/cm² sont suffisantes pour le dessalement des eaux légèrement saumâtres. Le procédé d'osmose inverse est actuellement appliqué à des eaux d'alimentation, contenant jusqu'à 10 g/l de sels dissous. L'électrodialyse par contre s'applique à des eaux moins salines.

-7- COUT DE PRODUCTION DE L'EAU

Un des facteurs qui influence actuellement le prix de revient de l'eau dessalée par le procédé d'osmose inverse, est celui relatif à l'entretien et au remplacement des membranes détériorées. Il exige néanmoins, une faible quantité d'énergie, donc avantage certain sur les autres procédés.

L'énergie consommée est fonction de la concentration des sels contenues dans l'eau d'alimentation.

Le tableau 10 donne les paramètres caractéristiques du procédé d'osmose inverse dans le cas où on veut produire une eau à 500 mg/l. Il ressort de ce tableau qu'une salinité élevée a pour effet d'augmenter la pression et le rejet des sels, de diminuer le rapport de récupération et le débit.

En conclusion, plus une eau est saline, plus le prix de revient de l'eau produite est élevé.

(T A B L E A U 1)

CARACTERISTIQUES DU LESSALEMENT PAR
OSMOSE INVERSE

SALINITE mg/l	RAPPORT DE RECUPERATION	REJET DE SELS %	PRESSION kg/cm2	DEBIT l/m2 JOUR
1.500	0,9	92,0	42	700
4.000	0,8	96,1	70	525
10.000	0,5	97,1	77	420
35.000	0,3	99,50	105	175

X. LES PROCÉDES DE CRISTALLISATION

Il est un fait bien connu que la glace, des régions arctiques, est exempte de sels et donne après fusion de l'eau plus ou moins pure. On a même proposé pour l'obtention de l'eau dessalée, comme moyen pratique, de remorquer des icebergs jusqu'aux régions tempérées et de récupérer, après fusion, de l'eau potable.

La congélation artificielle à l'échelle industrielle présente plusieurs avantages. Malgré le changement de phase qui a lieu, la consommation d'énergie n'est pas élevée. Les basses températures employées évitent l'entartrage et la corrosion. Des matériaux de construction peu coûteux peuvent être employés. L'échange de chaleur direct, liquide-liquide, sans l'emploi de parois de transmission est un avantage supplémentaire. Néanmoins, l'application de la congélation à l'échelle industrielle est gênée par un certain nombre d'inconvénients: la glace est formée dans tous les procédés de congélation artificielle de cristaux très fins. La séparation des cristaux de glace et ceux des sels adhérents est rendue de ce fait très difficile. En outre, au cours du rinçage, une partie importante de l'eau produite est consommée, diminuant ainsi le rendement effectif.

-1- PROCÉDE DIRECT DE CONGÉLATION

L'eau obtenue par les procédés de congélation est un mélange de cristaux fins de glace et de saumure qui doivent être séparés les uns des autres, ensuite, fondus pour donner de l'eau douce.

L'eau de mer est dégazée, refroidie dans des échangeurs de chaleur par l'eau douce produite, alors que la saumure est rejetée. L'eau froide est introduite dans la chambre de congélation, tenue sous un vide de 3 à 4 mm Hg. Elle est ensuite dispersée au sommet de cette chambre et tombe en gouttelettes, en formant un nuage de cristaux fins. La boue formée de cristaux et de saumure est ensuite introduite dans une colonne de rinçage: les cristaux débarassés du sel sont introduits dans la chambre de fusion où ils sont fondus grâce à la vapeur d'eau sortant de l'aspirateur-compresseur. En se condensant cette vapeur donne aussi de l'eau pure.

Ce procédé a été appliqué dans l'usine d'EILAT (Israël). Quatre unités disposées en parallèle produisaient 1.000 m³/j, mais des difficultés pratiques énormes, ont gêné le fonctionnement de cette usine. L'usine fut fermée et le procédé abandonné. Une usine pilote d'une capacité de 450 m³/jour, existe au Bari en Italie, au Centre de Recherches sur le Dessalement.

-2- PROCÉDE INDIRECT

A la place de l'eau, utilisée précédemment comme liquide réfrigérant, on emploie un hydrocarbure pour l'échange de chaleur (butane ou isobutane). L'hydrocarbure préréfroidi est injecté dans le congélateur, où il est vaporisé par contact direct avec l'eau de mer. Le froid qui se dégage au cours de la vaporisation sert à congeler une partie de cette eau.

Les cristaux de glace sont ensuite séparés, de la même manière que précédemment, rincés et envoyés à la chambre de fusion.

La vapeur de l'hydrocarbure est condensée par un compresseur puis envoyée dans la chambre de fusion, où elle est liquéfiée provoquant en même temps la fusion des cristaux de glace. Les deux liquides, butane et eau produite étant immiscibles, on les sépare par gravité (malgré qu'il soit plus avantageux que le procédé direct, il n'a pas pu être appliqué à l'échelle industrielle).

Quelques usines pilotes existent dans certains pays avec des capacités de production plus ou moins faibles.

Tout récemment, les efforts combinés de l'Autorité à l'Energie Atomique du Royaume Uni et de la maison Simon-Carves Ltd, ont réussi à former une variante de ce procédé, qui paraît très prometteuse. Une usine de démonstration d'une capacité d'environ 4.000 mètres cubes par jour est en cours de construction à Ipswich, en Angleterre.

-3- PROCÉDE AUX HYDRATES

Un troisième procédé de cristallisation est basé sur la formation des hydrates des hydrocarbures légers, p.e. du propane. Il s'agit de combinaisons d'inclusions, qui contiennent de l'eau dessalée sous forme d'hydrates, et qui se décomposent en libérant de l'eau pure lorsqu'elles sont soumises à des températures supérieures à celles de formation. Sous des conditions de température et de pression déterminées, on forme une boue de cristaux fins hydratés dans la solution saline, qui est séparée de la saumure. Les cristaux récupérés sont fondus par du propane comprimé, qui est liquéfié au cours du procédé, séparé par décantation puis recyclé.

A part l'existence d'une usine pilote, il n'y a pas de réalisation industrielle pour ce procédé.

XI AUTRES PROCÉDES DE DESSALEMENT

Afin d'améliorer le rendement économique, d'autres procédés ont été étudiés. Certains sont des combinaisons des procédés déjà cités, mais aucun d'eux n'a dépassé le stade de recherche. Nous les décrirons brièvement.

-1- EXTRACTION LIQUIDE-LIQUIDE

Le procédé est basé sur la propriété qu'ont certains corps organiques de dissoudre sélectivement de l'eau pure.

Des amines secondaires ou tertiaires sont introduites avec la solution saline dans une colonne d'absorption à contre-courant. D'un côté on recueille le solvant chargé d'eau pure et de l'autre, une saumure concentrée. Le solvant hydraté est ensuite introduit dans une deuxième colonne où, à une température légèrement plus élevée, il est décomposé en eau plus ou moins pure, refroidi et recyclé. Un des inconvénients du procédé, l'eau produite retient l'odeur du solvant ce qui la rend impropre à l'usage domestique.

-2- PROCÉDE OSMIONIQUE

Ce procédé est une variante de l'électrodialyse sans apport extérieur d'énergie électrique. La force motrice nécessaire au transport des ions est fournie par la différence de concentration entre une saumure concentrée (eau de mer par exemple), et l'eau à dessaler.

Le procédé était concluant au laboratoire, mais le prix de revient de l'eau produite était largement supérieur à celui d'une eau produite dans les mêmes conditions dans une installation d'électrodialyse conventionnelle.

-3- PIEZO - DIALYSE

On fait passer sous l'influence d'une pression élevée, une solution à haute salinité à travers une membrane, composée d'une mosaïque de résines à échange d'anions et de cations. La membrane retient les ions et laisse passer l'eau pure. Ce procédé semble être une combinaison des phénomènes : osmose inverse et dialyse. La difficulté est d'avoir des membranes appropriées.

-4- EVACUATION PAR TRANSPORT

Il s'agit d'un procédé similaire à l'électrodialyse, mais où la membrane à anions est éliminée ou remplacée par une membrane neutre ou non sélective.

-5- THERMO - OSMOSE

Ce procédé utilise le principe des doublets de diffusion, qui sont présents dans une couche mince d'air comprise entre deux membranes. L'eau saline est évaporée au contact d'une membrane, les vapeurs ainsi formées diffusent à travers la couche d'air séparant les deux membranes et se condensent sur la membrane opposée.

XII CONSIDERATIONS ECONOMIQUES

Il ressort des chapitres précédents que les deux procédés de dessalement, les plus utilisés, sont : la distillation et l'électrodialyse. Le premier s'applique à toutes les eaux, quelle que soit leur salinité. Le deuxième surtout à des eaux saumâtres.

Le procédé "l'osmose inverse" a aussi son importance, mais à l'état actuel, il n'est pas assez au point pour être utilisé dans les pays en voie de développement.

La distillation solaire est un cas particulier. C'est en effet le procédé le plus économique pour de petites installations. La distillation thermique et l'électrodialyse sont appliquées à des installations de plus grande capacité.

-1- GENERALITES

Plusieurs facteurs peuvent influencer le prix de revient de l'eau produite, soit par distillation soit par électrodialyse : la capacité de l'usine, le facteur de charge, le coût du combustible et de l'énergie électrique, le coût de la main d'oeuvre, la durée imposée pour l'amortissement de l'usine, les taux d'intérêt pour le capital investi ou emprunté et éventuellement la salinité de l'eau.

Pour un site déterminé et une eau brute donnée, le choix du procédé est essentiel pour le calcul du prix de revient.

Chaque usine de dessalement est un cas particulier et nécessite une étude spéciale basée sur les facteurs locaux. Néanmoins, on peut faire un calcul approximatif du prix de revient. Le tableau 11 contient les données, qui servent de base au calcul comparatif.

Trois capacités standards : 1, 2 et 5 millions de gallons US par jour (Mgd) sont prises comme référence, les autres facteurs restant inchangés (tableau 11). Ainsi le facteur de charge a été pris égal à 90 %, ce qui représente un fonctionnement de 330 jours, le coût du combustible à 40 cents US par mille Btu et le prix de l'énergie électrique à 2 cents US par kWh. Un amortissement en trente ans et un taux d'intérêt de 5 % ont été également utilisés dans tous les calculs.

Dans ces mêmes conditions, on a calculé le prix de revient de l'eau produite pour les trois procédés : le procédé classique de distillation par détente en plusieurs étages, le procédé moderne combinant la compression des vapeurs avec les évaporateurs à longs tubes verticaux et la distillation par détente, et enfin le procédé d'électrodialyse. Alors que pour les procédés de distillation, il n'y a pas de limites en ce qui concerne la salinité de l'eau d'alimentation, en ce qui concerne l'électrodialyse, on s'est référé à une eau saumâtre contenant 6.000 mg/l de sel dissous.

(T A B L E A U 11)

DONNEES UNIFORMES ADMISES POUR LE CALCUL DU PRIX
DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE

CAPACITE DE L'USINE	Mgd	1	2	5
Capacité de l'usine	m ³ /jour	3.800	7.000	19.000
Capacité de l'usine	1/s	44	80	220
Durée d'opération	jour/an	330	330	330
Facteur de charge	%	90	90	90
Production annuelle	10 ³ m ³	1.204	2.508	6.270
Coût du combustible	cents/10 ³	40	40	40
Coût de l'énergie	Btu cents/kwh	2	2	2
Amortissement	années	30	30	30
Taux d'intérêt	%	5	5	5
Facteur d'amortissement	-	0,065	0,065	0,065

-2- PROCEDES DE DISTILLATION

Le tableau 12 donne le coût d'investissement et le prix de revient de l'eau dessalée par le procédé de distillation à détente pour les trois capacités. Le tableau est assez détaillé pour qu'on puisse calculer le prix de revient, dans le cas où les données de base (coût du combustible, coût de l'électricité, amortissement et taux d'intérêt), établies au tableau 11, seraient différentes.

Il ressort de ce tableau que plus la capacité est grande, plus le prix de revient est faible. Ainsi, le facteur d'investissement, qui représente le capital nécessaire par unité de production, ne suit pas l'augmentation de la capacité, alors que le prix de revient de l'eau devient plus avantageux :

Capacité de production	1	2	5
Facteur d'investissement	1,00	1,74	3,31
Facteur du coût de l'eau	1,00	0,80	0,63

(TABLEAU 12)

INVESTISSEMENT ET PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE
PAR LE PROCEDE DE DISTILLATION A DETENTES

CAPACITE DE L'USINE	Mgd	1	2	5
Investissement	Millions			
Segment distillation	Dollars	1,75	3,10	5,50
Segment vapeur	Dollars	0,21	0,35	0,60
Segment prise d'eau de mer	Dollars	0,25	0,41	1,00
TOTAL	Dollars	2,21	3,86	7,30
Eau de circulation				
Eau produite	m ³ /jour	3,000	7,600	19,500
Eau de réfrigération	m ³ /jour	11,300	22,600	55,600
Saturate rejetée	m ³ /jour	5,300	10,600	26,500
Pompage eau de mer	m ³ /jour	20,400	40,800	102,000
Frais de production				
Amortissement	cents/m ³	11,46	10,07	7,57
Main d'oeuvre	cents/m ³	11,74	8,45	5,05
Frais généraux	cents/m ³	6,97	5,03	3,11
Combustible	cents/m ³	9,26	8,42	8,00
Electricité	cents/m ³	6,38	5,16	4,75
Produits chimiques	cents/m ³	0,79	0,79	0,79
COUT DE L'EAU PRODUITE	cents/m ³	46,00	37,45	29,26

Le tableau 13 concerne le deuxième procédé, qui est d'ailleurs le plus moderne et qui est recommandé pour des installations à grande capacité. Il est d'ailleurs plus économique que le premier, comme on le voit dans la comparaison suivante :

Capacité de production	1	2	5
<u>Investissement millions dollars</u>			
Procédé classique	2,21	3,86	7,30
Procédé combiné	1,60	2,80	5,95
<u>Coût de l'eau Cents par m3</u>			
Procédé classique	46,60	37,45	29,26
Procédé combiné	26,78	22,08	17,04

(T A B L E A U 13)

**INVESTISSEMENT ET PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE PAR LE
PROCEDE DE COMPARAISON DE VAPEURS, COMBINE AVEC DES EVAPORA-
TEURS A LONGS TUBES VERTICAUX ET LA DISTILLATION A DETENTES.**

CAPACITE DE L'USINE	Mgd	1	2	5
Investissement	Millions:			
Segment eau	Dollars	1,5	2,6	5,5
Segment prise d'eau de mer:		0,1	0,2	0,45
TOTAL		1,6	2,8	5,95
Pompage eau de mer	m3/jour	8.100	16.200	40.500
Frais de production				
Amortissement	cents/m3	8,30	7,25	6,17
Main d'oeuvre	cents/m3	7,21	5,10	3,13
Frais généraux	cents/m3	4,96	3,73	2,54
Combustible	cents/m3	5,04	4,73	4,73
Electricité	cents/m3	0,47	0,47	0,47
Produits chimiques	cents/m3	0,80	0,80	0,80
COUT DE L'EAU PRODUITE	cents/m3	26,78	22,08	17,84

-3- ELECTRODIALYSE

Le tableau 14 concerne l'électrodialyse. Au lieu de l'eau de mer, on a pris une eau saumâtre d'une teneur de 6.000 mg/l. Sa composition en matières dissoutes est la suivante :

Calcium	mg/l	60
Magnésium	mg/l	150
Sodium et potassium	mg/l	2.000
Sulfates	mg/l	900
Chlorures	mg/l	2.700
Carbonates	mg/l	150
Résidu à sec	mg/l	6.012

La température de l'eau a été prise égale à 21° C., le facteur de vitesse de l'eau à 0,9. On considère d'autre part que 57 % des solides dissous restent dans l'eau après passage par chaque étage d'électrodialyse. C'est donc un cas purement hypothétique qu'on a étudié.

La quantité de matières dissoutes, restant dans l'eau, après passage par chaque étage de l'installation considérée, peut être calculée comme suit :

Premier passage	6012	x	0,57	=	3.427
Deuxième passage	3427	x	0,57	=	1.953
Troisième passage	1953	x	0,57	=	1.113
Quatrième passage	1113	x	0,57	=	634

On voit que même après quatre passages (chiffre élevé pour les installations habituelles), on n'arrive pas à obtenir une eau contenant moins de 500 mg/l.

D'autre part, le nombre de compartiments nécessaires augmente avec la capacité de production :

Capacité Mgd	1	2	5
Compartiments par étage	4	8	20
Compartiments en total	16	32	80

L'estimation de l'investissement a été calculée sur la base de ces chiffres (tableau 14).

L'investissement exigé est inférieur à celui des autres procédés de distillation. Néanmoins, cet avantage est remis en question.

En principe, il n'est pas raisonnable d'utiliser ce procédé si l'on veut obtenir une eau contenant moins de 500 mg/l de sels dissous. (Cette eau ne pouvant pas être mélangée avec de la saumure et entraîner une diminution du prix de revient). Les possibilités de mélange sont examinées en détail à la fin de ce chapitre.

(T A B L E A U 14)

INVESTISSEMENT ET PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE
PAR LE PROCÉDE D'ELECTRODIALYSE

CAPACITE DE L'USINE	Mgd	1	2	5
Investissement	Millions			
TOTAL	Dollars	1,50	1,55	2,96
Eau produite	m3/jour	3.800	7.600	19.000
Eau d'alimentation	m3/jour	4.400	8.800	32.000
Frais de production				
Amortissement	cents/m3	5,18	4,02	3,07
Main d'oeuvre	cents/m3	3,74	3,12	2,37
Frais généraux	cents/m3	4,14	3,68	3,36
Electricité	cents/m3	17,04	17,04	17,04
Produits chimiques	cents/m3	0,79	0,79	0,79
COUT DE L'EAU PRODUITE	cents/m3	30,89	28,65	26,63

En outre, il ne faut pas oublier que le procédé d'électrodialyse est sensible à la présence du fer et du manganèse dans l'eau d'alimentation, éléments qui réduisent la vie et le rendement des membranes, un prétraitement approprié de l'eau est indispensable.

-4- FACTEUR DE CHARGE

Le facteur de charge de l'usine joue un rôle prépondérant dans l'établissement du prix de revient de l'eau produite. Ce facteur représente en effet le rapport de la quantité d'eau effectivement produite à la quantité d'eau pouvant être produite par l'installation. Comme les frais annuels sont répartis en fonction de la quantité d'eau effectivement produite, le prix de revient est d'autant plus élevé que le facteur de charge est réduit.

Les frais de production peuvent être divisés en frais fixes et frais proportionnels. Les premiers sont indépendants de la quantité produite et comprennent l'amortissement du capital, la main d'oeuvre, les frais généraux et les frais d'entretien. Les seconds, se réfèrent au combustible, à la force motrice et aux produits chimiques nécessaires pour le traitement de l'eau brute. Ces frais proportionnels peuvent influencer considérablement le prix de revient si le facteur de charge varie. Il est intéressant d'évaluer l'étendue de cette influence dans les cas de dessalement déjà envisagés.

Le tableau 15 donne la variation du prix de revient de l'eau en fonction du procédé appliqué, de la capacité de production et du facteur de charge. Une diminution de ce dernier de 90 % à 45 % entraîne une réduction de la production de moitié, une diminution de 30 % signifie la réduction de 1/3 de la production. Par conséquent, les frais de production fixes peuvent doubler ou tripler respectivement, par mètre cube d'eau produite. Les prix unitaires donnés au tableau 15 se composent donc des frais fixes, qui sont simples pour un facteur de charge de 90 %, doubles pour un facteur de 45 % et triples pour un facteur de charge de 30 %. Les frais proportionnels, ont été pris égaux dans tous les cas envisagés.

Il est évident que l'influence du facteur de charge est d'autant plus réduite que les frais proportionnels sont plus élevés, c'est le cas de l'électrodialyse.

Il y a intérêt à faire fonctionner l'usine avec le facteur de charge le plus élevé possible.

(TABLEAU 15)

INFLUENCE DU FACTEUR DE CHARGE SUR LE PRIX DE L'EAU PRODUITE

(CAPACITE DE L'USINE EN	:	1	:	2	:	5)
(Mgd	:		:		:)
(<u>PRODUCTION D'EAU PAR ANNEE EN MILLIERS DE m3</u>	:		:		:)
(Facteur de charge 90 %	:	1.254	:	2.500	:	6.270)
(Facteur de charge 45 %	:	627	:	1.254	:	3.135)
(Facteur de charge 30 %	:	418	:	836	:	2.090)
(<u>DISTILLATION PAR DETENTES - CENTS PAR m3</u>	:		:		:)
(Facteur de charge 90 %	:	40,00	:	37,45	:	29,20)
(Facteur de charge 45 %	:	70,77	:	60,53	:	44,90)
(Facteur de charge 30 %	:	106,94	:	83,61	:	60,70)
(<u>DISTILLATION PAR PROCESSES COMBINES - CENTS PAR m3</u>	:		:		:)
(Facteur de charge 90 %	:	20,70	:	22,00	:	17,84)
(Facteur de charge 45 %	:	47,25	:	30,16	:	29,00)
(Facteur de charge 30 %	:	67,72	:	54,24	:	41,52)
(<u>ELECTRODIALYSE - CENTS PAR m3</u>	:		:		:)
(Facteur de charge 90 %	:	30,89	:	20,65	:	26,63)
(Facteur de charge 45 %	:	43,95	:	39,47	:	35,43)
(Facteur de charge 30 %	:	57,01	:	50,29	:	44,23)

-5- REJET DE LA SAUMURE

Il est évident pour des raisons économiques, que les usines doivent être construites à proximité des mers.

Le rejet de la saumure serait de ce fait facilité. Les investissements calculés ne tiennent pas compte de l'évacuation de la saumure.

Un investissement additionnel doit donc être prévu dans le cas où l'usine se trouve assez loin de la mer. Cet investissement va dépendre de la capacité de l'usine et de la distance qui la sépare du lieu d'évacuation.

Une grande distance peut créer d'autres inconvénients en ce qui concerne le rejet de la saumure. Des infiltrations dans le sous-sol peuvent affecter les nappes d'eau existantes en augmentant continuellement leur salinité. Pour éviter ceci, on peut faire appel à des installations d'évaporation (éventuellement solaire) de la saumure mais qui sont coûteuses. L'évacuation de la saumure est donc un problème qui doit être étudié parallèlement avec l'installation de l'usine de dessalement.

En outre, le rejet dans la mer exige le choix du lieu de prise de l'eau et du lieu de rejet, afin d'empêcher la formation de courants locaux et l'aspiration de l'eau de mer réchauffée par la saumure chaude rejetée.

Des inconvénients peuvent intervenir si l'évacuation est faite dans un golfe plus ou moins fermé dont le niveau d'eau est bas. Dans ce cas, il est possible lorsque la capacité de l'usine est importante, qu'il y ait une augmentation de quelques degrés de la température de l'eau de mer, ce qui pourrait affecter la vie végétale et animale marines de la région.

En conclusion, le choix du site relatif à l'évacuation de la saumure doit faire l'objet d'une étude très poussée.

-6- QUALITE DE L'EAU PRODUITE

L'eau provenant des procédés de distillation possède à peu près la pureté de l'eau distillée. Elle contient au maximum, si l'opération a été bien menée, environ 50 mg/l de sels, mais le goût de cette eau n'est pas acceptable en général.

Afin de l'améliorer et de diminuer le prix de revient final de l'eau, on mélange l'eau produite avec de l'eau saline qui se trouve à proximité. Le prix de revient de cette dernière est faible et dépend généralement des frais de pompage.

Le rapport entre la quantité d'eau distillée et l'eau saline, dépend évidemment de la salinité de cette dernière. Moins elle est saline, plus elle contribue à la diminution du prix final de l'eau et c'est ce dernier prix qui doit être considéré dans l'estimation d'un procédé de dessalement par distillation.

En mélangeant par exemple un certain volume d'une eau saline à 4.000 mg/l avec quatre volumes de l'eau distillée, en dehors de l'amélioration du goût, on obtiendra cinq volumes d'une eau à distribuer contenant 800 mg/l et qui peut être considérée comme potable. Si le coût de l'eau saline est considéré comme presque nul, le prix de revient de l'eau distribuée aura diminué d'environ 20 %.

Cet avantage n'existe pas dans le procédé d'électrodialyse car on obtient une eau qui demeure assez concentrée en sels.

Le mélange de l'eau produite avec de l'eau saline s'applique uniquement à l'eau provenant des installations de distillation.

XIII L'EAU DESSALEE EN AGRICULTURE

L'agriculture a énormément besoin d'eau.

A l'heure actuelle, il n'est pas possible de réaliser toute l'irrigation des cultures à partir de l'eau dessalée, le prix de revient de l'eau étant fort élevé.

Néanmoins, ce qui ne peut pas être réalisé par les procédés conventionnels, peut éventuellement devenir possible par des procédés non conventionnels. On tend actuellement à combiner le dessalement de l'eau avec la production de denrées alimentaires.

-1- COMPLEXES AGRO-INDUSTRIELS

La conception du projet d'un complexe agro-industriel a été développée, il y a quelques années par les ingénieurs de l'Oak Ridge National Laboratory, aux Etats-Unis. La construction de ces complexes devrait avoir lieu dans des régions arides, où la production agricole dans les conditions actuelles est impossible. L'eau d'irrigation produite par dessalement, permettrait aux cultures agricoles de se développer et de nourrir plusieurs millions d'habitants. Plusieurs endroits côtiers ont été localisés dans des pays en voie de développement, pouvant abriter un complexe agro-industriel.

Le coeur d'un complexe agro-industriel (figure 29) sera formé d'une centrale électrique nucléaire, d'une capacité de 1.000 à 1.200 MWe par réacteur. L'énergie produite servira d'une part, à dessaler l'eau de mer de l'autre, à alimenter les entreprises qui consomment de grandes quantités d'énergie électrique. Le prix de revient de l'eau sera suffisamment bas pour permettre une irrigation par ce procédé.

En outre, ces industries peuvent aussi contribuer au développement agricole. Ainsi la production d'engrais phosphatés par le procédé au four électrique et de l'ammoniaque synthétique, tout en consommant d'importantes quantités d'énergie, augmentent le rendement agricole.

Parmi les autres installations qui peuvent être construites à proximité du complexe, citons tout d'abord l'électrolyse

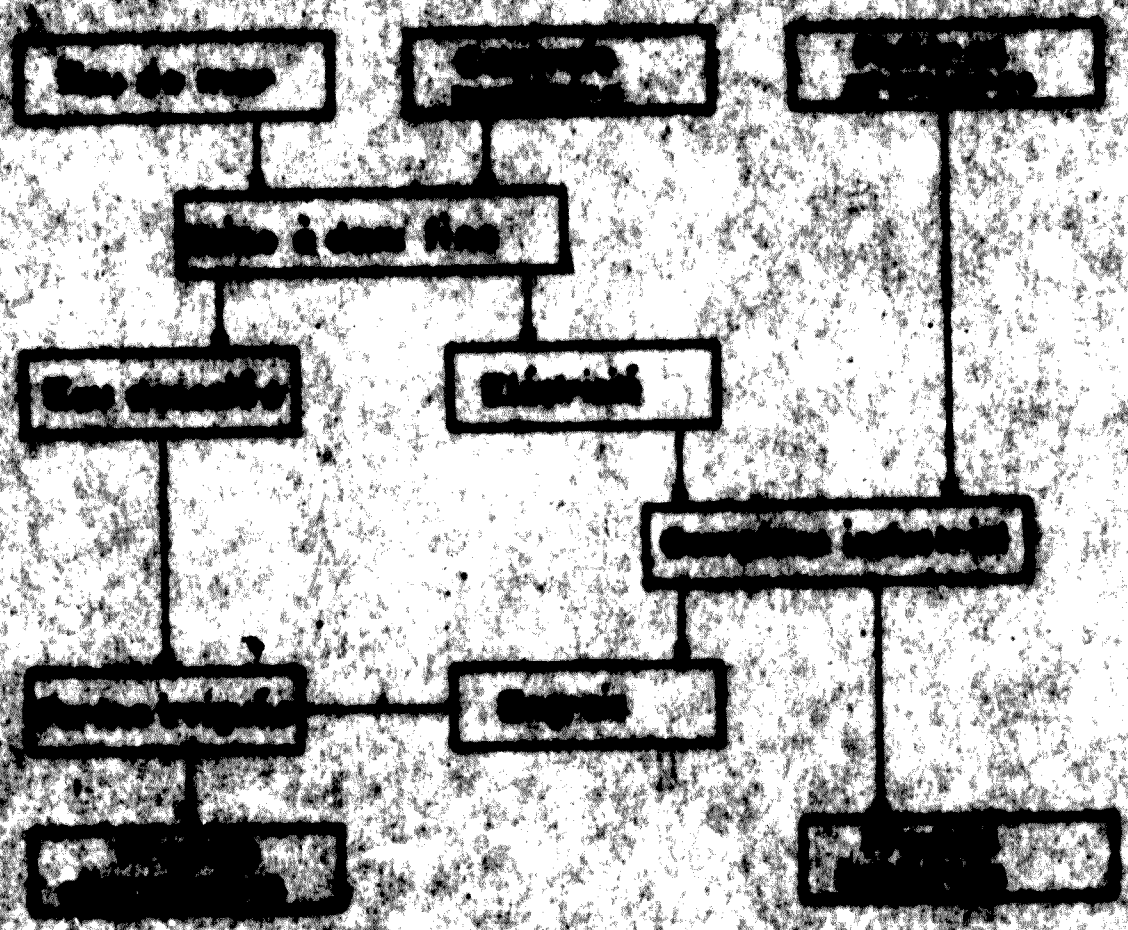


Fig. 2. Schéma de classification des eaux.

du sel marin, provenant d'une saline. L'électrolyse fournira du chlore et de la soude caustique. Le chlore peut servir de base à diverses industries de matières plastiques. Transformé en acide chlorhydrique, il est utilisé dans le traitement de l'eau de mer avant son introduction dans l'usine de dessalement. La soude caustique peut avoir diverses débouchées : production de l'alumine, traitement de l'eau de mer, etc..

L'industrie de l'aluminium est une industrie en pleine expansion qui consomme énormément d'énergie et qui serait donc intéressée par un prix réduit de l'électricité.

Il ressort de ce qu'on vient de dire que le complexe agro-industriel peut contribuer sérieusement au développement économique d'un pays d'une part, en lui fournissant de l'énergie à bon marché, de l'autre en rendant possible l'implantation d'industries qui exigent beaucoup d'énergie.

Ce rassemblement d'usines autour de la centrale électrique peut engendrer plusieurs avantages, pour ne citer que certains :

- développement des réseaux d'utilité publique,
- constructions d'installations portuaires et auxiliaires,
- exportation des produits industriels,
- coût d'investissement des usines inférieur à celui qui en résulterait si les usines étaient installées dans des localités différentes, etc...

Cinq localités, pouvant abriter des complexes agro-industriels, ont été localisées aux Indes, au Mexique, au Pérou, en Australie Occidentale et dans la Péninsule du Sinaï. Deux études approfondies ont été faites pour les Indes et Puerto Rico.

-2- PREMIERE ETUDE

En Inde, deux projets sont en cours d'étude, le projet Kutch-Saurashtra et le projet Indo-Gangétique.

Le premier projet envisage l'installation d'une centrale nucléaire de 1.200 MWe (pour la vente), une usine de dessalement d'une capacité de production annuelle de 490.000 tonnes d'azote,

une usine d'ammoniaque synthétique d'une capacité de production annuelle de 496.000 tonnes d'azote, une usine d'engrais phosphatés d'une capacité annuelle de 272.000 tonnes de P_2O_5 , une usine produisant 50.000 tonnes par an d'aluminium et d'aluminé, une usine de soude caustique et de chlore d'une capacité annuelle de 50.000 tonnes par an, une saline produisant 1.000.000 de tonnes de sel par an et 50.000 tonnes de gypse comme sous-produit et enfin, une ferme, complètement mécanisée et irriguée d'une étendue de 16.000 hectares. Si l'on estime à 35,5 millions de dollars le coût d'investissement pour la ferme, et à 733,5 millions de dollars celui relatif au complexe industriel, y compris la centrale nucléaire et l'usine de dessalement, un rendement sur le capital de 19,65 % et de 15,59 % respectivement est attendu.

Il n'est pas prévu dans le complexe Indo-Gangétique d'usine de dessalement, la région étant située loin de la mer. Néanmoins, du fait de l'existence de nappes très importantes d'eau souterraine, l'énergie électrique produite sera utilisée pour le pompage d'eau d'irrigation à grande échelle.

Les installations prévues comprennent une centrale nucléaire de 1.200 MWe nets, une usine d'ammoniaque synthétique d'une capacité annuelle de 372.000 tonnes d'azote, une usine d'engrais phosphatés de 206.000 tonnes de P_2O_5 et une usine d'aluminium de 50.000 tonnes. Un réseau de distribution d'énergie électrique assurera le fonctionnement de 12.254 puits profonds et 12.941 puits non profonds pour l'irrigation d'une surface de 1,5 millions d'hectares.

-3- DEUXIEME ETUDE

Une étude similaire a été réalisée tout récemment pour le développement économique de l'île de Puerto Rico. Le projet est basé sur l'installation d'une centrale nucléaire de 700 MWe, accouplée à une usine de dessalement de 76.000 mètres cubes par jour. On estime le prix de revient du kWh à 4,34 millièmes de dollar et le mètre cube d'eau dessalée à 5 cents. Le complexe industriel comprendra en premier lieu une raffinerie de pétrole, orientée surtout vers la pétrochimie. La construction d'une saline pour la récupération du sel, une usine de soude caustique et de chlore et une usine d'aluminium.

Pour le secteur agricole, on prévoit dans une première étape l'exploitation mécanisée d'une ferme de 25.000 ares.

-4- ETUDE MEXICO-AMERICAINE

Cette étude est chargée d'examiner les possibilités techniques et économiques d'une centrale nucléaire destinée à la production de l'électricité et de l'eau potable. Ces deux produits auront à satisfaire les besoins des régions du Mexique et des Etats-Unis, qui se trouvent à proximité de la partie sud de la rivièrè du Colorado.

Cette étude ne correspond pas directement à la conception d'un complexe agro-industriel, néanmoins, elle prévoit la construction d'usines similaires à celles des complexes et la création de nouveaux champs irrigués. C'est la première étude de ce genre qui cherche à satisfaire simultanément les besoins de deux régions voisines. Dans une première étape, il est envisagé l'installation d'une centrale nucléaire de 2.000 MWe, accouplée à une usine de dessalement de 3,0 millions de m³/jour.

-5- LE CENTRE DE RECHERCHES A ABU DHABI

L'Environmental Research Laboratory de l'Université de l'Arizona tend pour sa part à combiner le dessalement avec l'agriculture, conception différente de celle de Oak Ridge National Laboratory. Les cultures sont faites sous atmosphère contrôlée et la production agricole est réalisée sur une petite échelle. Une ferme expérimentale existe déjà à Abu Dhabi.

La chaleur qui se dégage des moteurs Diesel, est utilisée pour le dessalement de l'eau de mer. Les cultures ont lieu dans des serres, sous atmosphère contrôlée et sont arrosées par l'eau fraîche produite. La saumure chaude rejetée peut servir à maintenir une humidité élevée dans les serres de façon à réduire la transpiration des plantes et par conséquent, leurs besoins en eau, d'assurer une concentration élevée en acide carbonique, favorable à la végétation. Ce procédé est surtout applicable à l'horticulture, dans les régions côtières qui manquent de végétation.

L'installation qui a été construite à Abu Dhabi comprend trois générateurs-Diesel de 400 kW chacun et une usine de dessalement qui produit environ 260 mètres cubes d'eau par jour.

La surface cultivée de serres s'élève à 250 ares et la production de végétaux prévue pour fin 1971 serait de 1.500 kg/jour. L'ancien voeu de faire fleurir le désert semble en voie de réalisation.

XIV PRODUITS CHIMIQUES DE L'EAU DE MER

Les tableaux 5 et 6 (pages 17 et 19) donnent la composition de l'eau de mer. Le sel marin (chlorure de sodium) est le plus abondant. Dans les pays chauds, on récupère le sel marin des salines par évaporation solaire.

Or, les saumures rejetées par les usines de dessalement contiennent environ trois fois plus de sel que l'eau de mer. Une récupération du sel marin à partir de ces saumures pourrait être intéressante, de même que la récupération de certains autres sels contenus dans l'eau de mer. Le prix de revient de l'eau dessalée pourrait baisser si on trouve des débouchés aux sous-produits.

-1- PRODUCTION DU SEL MARIN

L'eau de mer est introduite dans une série de bassins d'évaporation solaire, où une partie est évaporée. Dès que sa densité atteint 20° Bé, le gypse est cristallisé. La saumure est gardée dans des bassins jusqu'à ce qu'elle atteigne 25° Bé, le sulfate de calcium étant alors éliminé. Elle est ensuite transférée dans les bassins de cristallisation pour évaporation. Le sel marin se dépose lorsque sa densité se trouve comprise entre 25 et 35° Bé. Le sel brut récupéré dans les bassins de cristallisation, contient environ 99 % de chlorure de sodium et représente 70 à 80 % du sel total contenu dans la saumure, la différence se trouve dissoute dans la saumure concentrée.

L'utilisation de la saumure rejetée par une usine de dessalement (concentration double de celle de l'eau de mer) nécessiterait une surface d'évaporation plus petite (40 %) que celle exigée par l'eau de mer.

-2- PRODUCTION DU BROME

La saumure-mère, après récupération du sel marin, contient environ 5 g/l de brome. Le procédé standard de fabrication du brome, consiste à oxyder les ions bromures de manière à obtenir du brome gazeux qui sera libéré de la solution par un courant d'air. Ces vapeurs sont ensuite transformées en bromure et bromate de sodium par une solution de soude. L'acide sulfurique décompose ensuite ces produits, le brome est entraîné par la vapeur d'eau puis condensé. Environ 610 kg de chlore sont nécessaires pour la production d'une

tonne de brome. Il s'avère avantageux d'utiliser de la saumure en raison de sa grande concentration en sels.

-3- SELS DE POTASSE

Après avoir récupéré le sel marin et le brome, on poursuit l'évaporation solaire de la saumure pour éliminer les sels de potasse et le chlorure de magnésium.

Plusieurs procédés sont employés. Nous décrirons les plus intéressants qui sont au nombre de deux.

- a) Dans un premier procédé, on précipite le sulfate de calcium par du chlorure de calcium, on obtient une saumure exempte de sulfates. En poursuivant l'évaporation jusqu'à 33 à 36° C, on précipite la carnallite : sel double de chlorure de potassium et de chlorure de magnésium ($KCl \cdot MgCl_2 \cdot 2H_2O$). La carnallite est ensuite séparée du sel marin qui co-précipite par flottation. Le chlorure de magnésium est dissous par extraction suivie du recyclage de la saumure et il ne reste alors plus que des cristaux de KCl.
- b) Par le deuxième procédé, on précipite la kainite ($KCl \cdot MgSO_4 \cdot 3H_2O$) qui provient d'une saumure contenant des sulfates. La kainite est ensuite transformée en schoenite ($K_2SO_4 \cdot 6H_2O$), puis séparée par flottation à l'amine et extraction à l'eau. L'agriculture préfère utiliser le $SO_4 K_2$ au lieu du KCl.

Sur une production de 100 tonnes de sel marin, la récupération des sels potassiques s'élève à 2,7 tonnes de sulfate de potassium ou à 2,1 tonnes de chlorure de potassium, selon le procédé utilisé.

-4- CHLORURE DE MAGNESIUM

La saumure-mère après récupération des sels potassiques, ne contient plus que du chlorure de magnésium. Plusieurs procédés permettent sa récupération. L'avantage d'utiliser des saumures se trouve dans le fait que le chlorure de magnésium y est contenu sous une forme très concentrée.

Le liquide contenant le chlorure de magnésium en solution est concentré par évaporation solaire ou par de la vapeur jusqu'à 40° Bé. La liqueur concentrée est séchée par dispersion vers 650 - 900° C. pour donner du chlorure de magnésium hydraté ($MgCl_2 \cdot 6H_2O$), ce dernier est placé dans un four électrique pour l'élimination de l'eau, puis traité au chlore. on obtient finalement, du $MgCl_2$ anhydre.

Sur une production de 100 tonnes de sel marin la récupération du chlorure de magnésium anhydre s'élève à 5,6 tonnes à partir de saumures contenant des sulfates, et à 13 tonnes à partir des saumures ne contenant pas de sulfates.

BIBLIOGRAPHIE

- 1 Aristote, Meteorologica, II, 1, 3546, 20.; II, 3, 4586, 15.
- 2 M. d'Orival, Water Desalting and Nuclear Energy (Muncheu, 1967).
- 3 W.T. Kellogg Co., Saline Water Conversion Data Book (Washington D.C., 1965).
- 4 A. Delyannis, "Susswasser aus Meer - und Brackwasser", Dechema Monographien, 64, 23-28, 1971
- 5 R. Silver dans Principes of Desalination, K.S. Spiegler, Editeur, (New York and London, 1966).
- 6 A. Delyannis, "Water, a Matter of Life and Death", De Ingenieur, 82, 1, A4-A6, 1970.
- 7 R. Leleu, R. Emig, et F. Lauro, "Etude comparée du procédé d'évaporation à descendance Kestner dans le dessalement de l'eau de mer" dans Proceedings, 3rd International Symposium on Fresh Water from the Sea, 1, 325-335, (Athens, 1970).
- 8 W.L. Marshall and R. Slusher, "Solubility of CaSO_4 and Temperature Concentration Limits", Journal of Chemical and Engineering Data, 13, 1, 83-84, 1968.
- 9 S.F. Hulford, "San Diego Test Facility" dans O.S.W., Saline Water Conversion Report, 1969-1970 (Washington D.C., 1970).
- 10 E.M. Seiderm 58 mgd Gas-turbine-powered, Vapor-compression, Vertical-tube Evaporator, Multistage Flash Distillation Plant" dans O.S.W., Saline Water Conversion Report, 1968 (Washington, D.C., 1969).
- 11 J.A. Lane, Current and Projected Cost of Nuclear and Conventional Power (Oak Ridge National Laboratory, November 1970).
- 12 Furns and Roe Inc., and the Dow Chemical Co., Puerto Rico Energy Centre Study, 4 volumes, July 1970.
- 13 W.L. Prehn, Jr., and J.L. McGaugh, "Desalting Cost Calculating Procedures" dans O.S.W., Research and Development Progress Report no. 555 (Washington D.C., 1970).
- 14 I.W. Bloemer, R. A. Collins, and I.A. Dibling, "Study and Field Evaluation of Solar Seawater Stills" dans O.S.W., Research and Development Progress Report no. 50 (Washington D.C., 1961).

- 15 P. Blanco, C. Gomella, I.A. Barasoain, "Las Marinas" Solar Conversion Pilot Plant" dans Proceedings, First International Symposium on Water Desalination, 2, 817-826, (Washington D.C., 1971).
- 16 R.N. Morse and V.R.W. Read, "The Development of a Solar Still for Australian Conditions" dans The Institution of Engineers, Proceedings, Conference on Power Production and Energy Conversion (Melbourne/Sidney, 1966) 3-40.
- 17 A. Delyannis and E. Piperoglou, "The Patmos solar Distillation Plant", Solar Energy, 12, 1, 113-115, 1968. Traduction en espagnol, Scientia, 133, 3-44, 1967.
- 18 A. Delyannis, "Solar still Provides an Island's-Inhabitants with Water" Sun at Work, 10, 1, 6-8, 1965. Anonymous, chemical Engineering, 72 26, 42-43, 1965.
- 19 M. Lavand, "the Technical Evaluation of large-scale Solar Distillation Plant", Transaction de l'A.S.M.E. Journal of Engineering Power 92, 2, 95-102, 1970.
- 20 A. Delyannis and E. Delyannis, "Meerwasserdestillation unter Ausnutzung des Sonnenstrahlung", Chemie-Ingenieur-Technik, 41, 3, 90-96, 1969.
- 21 A. Delyannis and E. Delyannis, Solar Desalting, Chemical Engineering 77 23, 136-140, 1970.

ENTRE ETUDES INDUSTRIELLES
DU MAGHREB

TANGER

01053
(2 of 2)

ETUDE SUR LE DESSALEMENT

DE L'EAU DE MER

DEUXIEME VOLET

POSSIBILITES DE DESSALEMENT
DE L'EAU DE MER DANS LES PAYS
DU MAGHREB

Décembre 1971

ENTRE ETUDES INDUSTRIELLES
DU MAGHREB

TANGER

ETUDE SUR LE DESSALEMENT

DE L'EAU DE MER

DEUXIEME VOLET

POSSIBILITES DE DESSALEMENT
DE L'EAU DE MER DANS LES PAYS
DU MAGHREB

Décembre 1971

**II CENTRE D'ETUDES INDUSTRIELLES
DU MAGHREB**

Le présent document est extrait de l'étude :
ETUDE SUR LE DESSALEMENT DE L'EAU DE MER

qui comprend deux volets :

PREMIER VOLET : Etude technico-économique
Possibilités de dessalement
DEUXIEME VOLET : de l'eau de mer dans les
pays du Maghreb

Cette étude a été réalisée par le Centre d'Etudes
Industrielles du Maghreb * à la demande des Etats
maghrébins ; ont participé à l'élaboration de
cette étude :

A. DELYANNIS

Expert des N.U
en dessalement d'eau

M. CHINE

Ingénieur char-
gé du dessalement
à la SONEDE
(Tunisie)

H. SKALLI

Expert au CEIM

M. BENTAHILA

Expert au CEIM

* Le Centre d'Etudes Industrielles du Maghreb bénéficie
pour une période de sept ans de l'assistance technique
de l'Organisation des Nations-Unies pour le Développement
Industriel (ONUDI).

(7-)VANT-PROPOS

1. Le Conseil d'Administration du Centre d'Etudes Industrielles du Maghreb, lors de sa VIIème réunion ordinaire tenue à Tanger les 2 et 3 juillet 1971, a émis une résolution demandant au Centre d'élaborer, en plus des travaux déjà réalisés, une étude sur le dessalement de l'eau comportant deux volets :

- Le premier volet doit faire le point des techniques utilisées jusqu'à présent dans le domaine du dessalement et de l'aspect économique que le dessalement implique.
- Le deuxième volet doit présenter une synthèse des problèmes de l'eau tels qu'ils se présentent dans chaque pays du Maghreb.

Le premier volet faisant l'objet d'un document séparé, il nous reste à examiner le second volet.

2. Les pays du Maghreb souffrent d'un manque d'eau, en particulier dans les zones arides et semi-arides s'étendant au sud de la région. Parmi les moyens envisagés pour l'approvisionnement en eau dans ces régions, le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres est tout indiqué lorsque les moyens classiques ont été épuisés. Il faut remarquer cependant qu'il n'est possible d'entamer des études sur le dessalement que dans la mesure où les problèmes nés de l'approvisionnement national en eau potable sont connus et concluent à la nécessité d'envisager des installations de dessalement d'eau.
3. Dès leur accession à l'indépendance, les trois pays du Maghreb se sont penchés de façon sérieuse sur ces problèmes.

Au Maroc, une importante étude sur l'approvisionnement en eau à l'échelle nationale a été réalisée dans le cadre du Programme National d'Alimentation en eau à long terme de l'ensemble du Royaume du Maroc (zone côtière exclue). Oeuvre commune de l'équipe Sous-Traitants de l'OMS et des Services Spécialisés de l'administration marocaine chargés de l'inventaire, de l'étude, de l'analyse et de la réhabilitation des ressources en eaux superficielles et souterraines, elle a démontré, pour le cas qui nous intéresse, que le recours au dessalement au Maroc n'est pas nécessaire pour combler les déficits dans certaines régions, à l'exception toutefois des régions de Tarfaya et d'Ifni dans le sud marocain où les besoins peuvent être couverts par le dessalement.

4. En Tunisie, et contrairement au Maroc, il n'existe pas encore à notre connaissance d'étude dans ce domaine à l'échelle nationale. Néanmoins, un Avant-Projet Général des réseaux du Sud Tunisien a été élaboré par la SOGETMA en juin 1970, repris en juillet 1971 par la Société Nationale d'Exploitation et de Distribution d'Eau (SONEDE) sous le titre d'étude sur "l'alimentation en eau potable de la région Sud Tunisien".

Sur la base des données de cette étude complétées à partir d'autres sources, MM. DELYANNIS (expert des Nations-Unies) et Mustapha CETNE (ingénieur chargé du dessalement à la SONEDE) ont pu étudier la situation en détail de Jerba, Zarzis, Sfax, Kerkenna, Hammamet et Nabeul et présenter leurs conclusions dans la partie ci-après consacrée à la Tunisie.

5. En ce qui concerne l'Algérie, l'absence de données disponibles malgré diverses interventions auprès des services concernés dans ce pays, n'a pas permis de connaître la situation et les besoins en eau potable en Algérie.

6. Faut de données sur l'Algérie, nous n'examinerons que :

- la situation en Tunisie
- la situation au Maroc.

- 1 -

Le présent Rapport ne traite que des régions pour lesquelles des données chiffrées ont pu être obtenues ou estimées à partir de données sûres. Il s'agit des régions de JERBA, ZARZIS, SFAX, KERKENNA, HAMMAMET et NABEUL. Quant à SOUSSE Nord et Sud, aucune évaluation n'a pu être faite pour cette région par manque d'information valable.

Grâce aux données disponibles et afin de conserver dans la mesure du possible les ressources naturelles du pays, les conclusions et recommandations qui suivent peuvent être avancées.

5) SITUATION EN TUNISIE :
LES POTENTIALITES DE
DESSALEMENT

I. JERBA ET ZARZIS

1. Les deux villes sont traitées en commun, étant donné qu'elles sont alimentées par la même antenne d'adduction. Les ressources dont la SONEDE envisage l'exploitation en trois phases, couvrent largement en potentialités les besoins de la région jusqu'en 1984. Un premier déficit de 550 m³/jour se présentera en août de cette année, qui marque le début de l'épuisement des réserves naturelles.
2. L'eau distribuée a une salinité d'environ 2500 mg/l, qui dépasse de beaucoup le contenu en sels maximum admissible pour l'eau potable. Cette situation ne changera pas, étant donné la qualité des réserves explorées..
3. Vu la vocation touristique de la région d'une part et les exigences vis-à-vis de la population d'autre part, il apparaît nécessaire d'envisager dès maintenant l'amélioration de la qualité de l'eau à distribuer dans l'avenir. Cette amélioration étant faite par des ressources autres que prévues actuellement, l'utilisation des réserves naturelles serait étalée jusqu'à une date dépassant de beaucoup 1986, année prévue comme déficitaire dans le contexte actuel.
4. Les solutions possibles suivantes ont été envisagées pour la réduction de la salinité de l'eau distribuée à un maximum de 1000mg/l:
 - (a) Dessalement de l'eau de la nappe locale titrant environ 6000 mg/l par le procédé d'électrodialyse pour l'obtention d'une eau à 600 mg/l et son mélange avec l'eau de réseau ;
 - (b) Dessalement d'une fraction de l'eau distribuée pour réduire sa salinité à 600 mg/l afin d'obtenir un mélange final à 1000 mg/l.
 - (c) Distillation de l'eau de mer pour la production d'une eau à 50 mg/l et son mélange avec l'eau des ressources pour obtenir une salinité finale d'environ 1000 mg/l.
5. La solution (a) présente l'avantage d'accroître les ressources potentielles, mais elle a l'inconvénient d'être certainement plus coûteuse que la solution (b) au point de vue investissement et prix de revient de l'eau, et que la solution (c) au point de vue prix de revient de l'eau. Dans le cas d'une décision immédiate, une installation d'après la solution (a) avec une capacité de 7600m³/jour

pourrait entrer en service avant l'été 1974. Cette capacité s'avèrerait quand même insuffisante dès 1976 pour maintenir la salinité à 1000 mg/l environ. La solution (a) à la capacité prévue n'est donc pas satisfaisante pour assurer la salinité de l'eau à un niveau convenable durant une période valable. On devrait donc recourir à une installation avec une capacité supérieure à 7600 m³/jour. La distillation de l'eau de mer serait donc dans ce cas nettement plus avantageuse, tant au point de vue investissement qu'au point de vue prix de l'eau.

6. La solution (b) qui exigerait un investissement beaucoup plus réduit que la solution (a), présenterait en plus des inconvénients déjà cités pour la solution (a), celui de faire appel aux ressources naturelles et d'épuiser plus rapidement les réserves disponibles, soit un taux d'environ 50% du volume de l'eau produite. Ce déficit contribuerait à accélérer l'épuisement des ressources naturelles avant les dates prévues aux paragraphes 1 et 3 ci-dessus.
7. En outre, le recours aux solutions (a) et (b) n'impliquerait pas un changement dans le développement des ressources projetées par la SONEDE dans le cadre des phases 1, 2, et 3.
8. L'application de la distillation de l'eau de mer (solution c) a recours à une nouvelle ressource d'eau et laisse intactes celles déjà envisagées. Elle donne une eau produite avec un maximum de 50 mg/l au lieu d'un contenu de 600 mg/l de l'eau provenant de l'électrodialyse. Elle permet donc d'obtenir des mélanges dans des proportions beaucoup plus avantageuses que le procédé d'électrodialyse. La même capacité de 7600 m³/jour permettrait d'obtenir une eau de qualité satisfaisante durant une période beaucoup plus importante.
9. Dans le cas d'un dessalement par distillation de l'eau de mer, la deuxième phase de développement des ressources projetées par la SONEDE ne serait plus nécessaire si l'installation de distillation est décidée à temps, de façon qu'elle puisse intervenir avant 1976, de préférence avant l'été 1975.
10. L'intervention de l'installation de distillation constituerait un apport en ressources tel que les potentialités au niveau de la première phase du développement des ressources naturelles projetées (11.150 m³/jour) seraient suffisantes jusqu'en 1980, au lieu de 1974, année prévue pour l'intervention de la deuxième phase du développement des ressources naturelles, qui devient ainsi superflue.
11. Les investissements prévus pour la deuxième phase, s'élevant à D.T. 1.640 800 ou environ US\$ 3.280.000, ainsi dégagés couvrent largement le coût de l'installation de distillation en question par le procédé recommandé.

12. Pour maintenir le contenu de l'eau distribuée à un niveau inférieur à 1000 mg/l, il faut un mélange de 38,4% de l'eau du réseau avec 61,6% de l'eau produite par la distillation. Ce mélange peut être effectué pratiquement pendant toute la période depuis 1974 jusqu'en 1980, à l'exception de quelques mois de pointes. Aux mois d'août 1976, juillet et août 1976, ainsi que juin jusqu'à septembre 1980, un déficit va apparaître, dû au fait que la limite de production de l'usine de dessalement sera atteinte. On pourrait donc couvrir la quantité d'eau dessalée qui manque soit par une augmentation de la participation des ressources naturelles dans le mélange final, soit par un stockage de l'eau distillée qui reste en excès pendant les autres mois de l'année. Il est évident que ce déficit deviendra de plus en plus grave pendant les années qui vont suivre, vu l'augmentation constante de la consommation.

13. Dans le cas où le déficit de l'eau distillée serait couvert par une augmentation de la proportion des ressources naturelles dans le mélange final, une augmentation de la salinité totale de l'eau produite est inévitable. La consommation journalière moyenne en mètres cubes serait donc répartie comme il est indiqué dans le tableau qui suit, la dernière colonne du tableau indiquant la salinité maximale durant le mois d'août de l'année correspondante, qui présente la pointe la plus prononcée.

Année	Ressources naturelles	Distillation eau de mer	Total	Salinité max. mg/l
1974	2.600	4.290	6.790	990
1976	3.530	5.500	9.030	1.120
1978	4.100	6.160	10.260	1.250
1980	4.780	6.630	11.410	1.357

L'inconvénient de l'augmentation de la salinité pourrait être évité si l'on installait par tranches une capacité d'usine de dessalement plus importante de façon à rendre possible une salinité de l'eau distribuée à un niveau inférieur à 1000 mg/l qui a été prévu.

14. Dans le cas examiné plus haut, le facteur de charge de l'usine de dessalement serait pour les années correspondantes :

Année	1974	1976	1978	1980
Facteur de charge	55%	72%	87%	94%

.../...

15. La deuxième solution du stockage souterrain de l'eau distillée en excès pendant certains mois de l'année apparaît plus intéressante, vu que l'usine fonctionnerait dès le début avec un facteur de charge élevé et par conséquent avec un prix de revient de l'eau réduit. Pour que ce stockage soit possible, une couche souterraine poreuse doit être disponible à proximité de l'usine. Cette couche doit être exempte de fuites possibles, être constituée de gisements insolubles pour ne pas rendre salée l'eau déposée et permettre un pompage de l'eau à volonté. Une étude géologique de la région prévue pour le stockage est donc indispensable. Il y a plusieurs études faites durant les dernières années qui examinent les avantages économiques du stockage souterrain. Il semble que ce stockage constituerait une solution intéressante pour le cas envisagé, qui devrait être étudiée à fond.

16. A titre indicatif l'investissement nécessaire pour une installation de 7.600 m³/jour (2 millions de gallons US par jour) serait environ :

- (a) Par le procédé classique de distillation par détente à plusieurs étages US\$ 3.250.000
- (b) Par le procédé moderne qui est recommandé, combinant la compression de vapeur, les évaporateurs à longs tubes verticaux et la distillation par détente US\$ 2.900.000
- (c) Par le procédé de l'électrodialyse d'une eau saumâtre à environ 6000 mg/l US\$ 1.550.000

L'investissement pour le dessalement interviendrait donc à la place de l'investissement dégagé de US\$ 3.250.000 (voir paragraphe 1.11) en supprimant la deuxième phase du développement des ressources naturelles prévue pour l'année 1976.

17. A titre indicatif, le coût de l'eau produite par les procédés en question pour une installation de 7600 m³/jour serait environ :

- (a) Procédé de distillation classique US cents 37,5 par m³
- (b) Procédé combiné recommandé US cents 22,1 " "
- (c) Procédé d'électrodialyse US cents 28,7 " "

18. Le calcul du prix de revient de l'eau est basé sur les données suivantes :

Facteur de charge	90 %
Coût du combustible par 1000 Btu	US cents 40
Amortissement	années 30
Coût de l'énergie par kWh	US cents 2
Taux d'intérêt	par an 5 %
Facteur annuel d'amortissement	0,065
Matière première pour la distillation	eau de mer
Matière première pour l'électrodialyse	eau saumâtre à à 6000 mg/l

19. A titre indicatif l'étude ITALCONSULT prévoit une installation de distillation à plusieurs tranches ayant une capacité finale de 32000 m³/jour en 1985 avec un facteur de charge d'environ 29%. L'investissement total s'élèverait à Dinars tunisiens 6.000.000, ou à US\$ 12.000.000 environ; et le prix de revient de l'eau s'élèverait en 1985 à l'exclusion des frais d'intérêt, dépréciation et assurance à Dinars tunisiens 0,172 par m³, ou US cents 34.4 par m³.

20 Tableaux récapitulatifs

Tableau 1 : Jerba, consommation mensuelle projetée pour les années 1974, 1980 et 1986.

Tableau 2 : Zarzis, consommation mensuelle projetée pour les années 1974, 1980 et 1986.

Tableau 3 : Jerba + Zarzis, consommation mensuelle projetée pour les années 1974, 1976, 1978, 1980 et 1986.

Tableau 4 : Jerba + Zarzis, Dessalement

a) Jerba + Zarzis, année 1974, Ressources + Distillation et Ressources + Electrodialyse.

b) Jerba + Zarzis, années 1976 et 1978 : Ressources + Dessalement.

c) Jerba + Zarzis, année 1980 : Ressources + Dessalement.

Tableau I : Jarba, Projection de la consommation mensuelle

3³/jour

	1 9 7 4		1 9 8 0		1 9 8 6		
Moyenne	Ville 1666	Tour 3233	Ville 2955	Tour 5260	Ville 4673	Tour 5260	
		Total		Total		Total	
JANVIER	1.393	1.740	2.370	3.156	3.950	3.156	7.006
FEBVRIER	1.416	1.940	2.227	3.156	3.944	3.156	7.100
MARS	1.416	3.233	4.649	5.260	3.944	5.260	9.204
AVRIL	1.499	3.201	4.700	5.207	4.224	5.207	9.431
MAI	1.593	3.686	5.269	5.996	4.459	5.996	10.454
JUIN	1.933	3.686	5.519	5.996	5.162	5.996	11.159
JUILLET	1.999	4.074	6.073	6.628	5.632	6.628	12.260
AOUT	2.199	5.173	7.372	8.416	6.115	8.416	14.611
SEPTEMBRE	1.916	3.977	5.893	6.470	5.397	6.470	11.867
OCTOBRE	1.676	2.913	4.489	4.576	4.693	4.576	9.269
NOVEMBRE	1.583	2.586	4.169	4.208	4.453	4.208	8.655
DECEMBRE	1.499	2.554	4.053	4.155	4.224	4.155	8.379

Tableau 2 : Zorzis, Projection de la consommation mensuelle

	1974		1980		1986				
MOYENNE	Ville 901	Tour 901	Total	Ville 1597	Tour 1753	Total	Ville 2501	Tour 2445	Total
JANVIER	748	586	1.337	1.326	1.052	2.378	2.076	1.465	3.545
FEBVRIER	746	585	1.335	1.357	1.052	2.409	2.125	1.469	3.595
M A R S	766	581	1.747	1.357	1.753	3.110	2.126	2.445	4.575
AVRIL	811	571	1.782	1.437	1.735	3.172	2.251	2.424	4.675
M A I	856	1.118	1.974	1.517	1.998	3.515	2.375	2.792	5.160
JUIN	991	1.118	2.109	1.757	1.998	3.755	2.751	2.792	5.543
JUILLET	1.041	1.236	2.317	1.916	2.209	3.125	3.001	3.086	6.087
AOUT	1.189	1.570	2.759	2.108	2.805	4.913	3.301	3.913	7.215
SEPTEMBRE	1.036	1.207	2.243	1.637	2.156	3.953	2.876	3.012	5.988
OCTOBRE	901	853	1.754	1.597	1.525	3.122	2.501	2.131	4.632
NOVEMBRE	856	705	1.641	1.517	1.402	2.919	2.376	1.959	4.335
DECEMBRE	811	775	1.586	1.437	1.305	2.822	2.251	1.935	4.186

m³/jour

Tableau 3 : Jerba + Zarzis , Consommation mensuelle

m³/jour

		1 9 7 4				1 9 7 6			
MOYENNE	Coef.	Ville	Coef.	Tour	Total	Ville	Tour	Total	
JANVIER	0,83	2.131	0,60	2.528	4.659	2.034	3.363	6.197	
FEVRIER	0,85	2.162	0,60	2.528	4.710	2.902	3.363	6.265	
M A R S	0,95	2.182	1,00	4.214	6.396	2.902	5.605	8.507	
AVRIL	0,90	2.310	0,95	4.172	6.482	3.073	5.549	8.649	
M A I	0,95	2.439	1,14	4.804	7.243	3.243	6.310	9.633	
JUN	1,70	2.024	1,14	4.804	7.729	3.755	6.390	10.145	
JUILLET	1,20	3.060	1,26	5.310	8.390	4.097	7.062	11.159	
AOUT	1,32	3.368	1,60	6.742	10.031	4.506	8.568	13.474	
SEPTEMBRE	1,15	2.952	1,23	5.135	8.135	3.986	6.894	10.320	
OCTOBRE	1,00	2.567	0,87	3.666	6.233	3.414	4.876	8.290	
NOVEMBRE	0,95	2.439	0,80	3.371	5.810	3.243	4.484	7.727	
DECEMBRE	0,90	2.310	0,79	3.329	5.639	3.073	4.428	7.501	

Ressources

71/73 1ère phase 11 14 m³/jour -----) 594.000 + 128.600 D.T.
 72/73 2ème phase 16 200 m³/jour -----) 1.640.800 D.T.
 74/75 3ème phase 19 700 m³/jour -----) 571.400 D.T.

Reservoirs

Jerba : Guellala 4 000
 " " 5 000
 Zarzis: Lalla Maryem 2 500
 " " 200

13 700

Tableau 3 (suite) : Jerba + Zarzis, consommation mensuelle

	1 9 7 8		1 9 8 0		Total
	Ville 3950	Tour 6300	Ville 4452	Tour 7013	
MOYENNE					
JANVIER	3.280	3.780	3.695	4.208	7.903
FEVRIER	3.360	9.780	3.784	4.208	7.992
M A R S	3.360	6.300	3.784	7.013	10.797
AVRIL	3.550	6.240	4.007	6.943	10.950
M A I	3.750	7.180	4.225	7.995	12.224
JUIN	4.340	7.180	4.897	7.995	12.892
JUILLET	4.740	7.940	5.342	8.836	14.178
AOUT	5.210	10.000	5.877	11.221	17.098
SEPTEMBRE	4.540	7.750	5.120	8.626	10.553
OCTOBRE	3.950	5.480	4.452	6.010	10.553
NOVEMBRE	3.750	5.040	4.225	5.610	9.839
DECEMBRE	3.550	4.980	4.007	5.540	9.547
	47.380	75.650	53.423	84.205	143.526

5/jour

X

Tableau 3 suite) : Jerba + Zerkis, Consommation mensuelle

3: Jour

1 9 9 6			
MOYENNE	Ville 7194	Tour 7769	Total
JANVIER	5.971	4.625	10.596
FEBVRIER	6.115	4.625	10.740
M A R S	6.115	7.700	13.815
AVRIL	6.475	7.632	14.107
M A I	6.834	8.798	15.632
JUIN	7.113	8.780	16.793
JUILLET	8.633	9.713	18.346
AOUT	9.496	12.334	21.830
SEPTEMBRE	8.273	9.402	17.675
OCTOBRE	7.194	6.707	13.901
NOVEMBRE	6.834	6.167	13.001
DECEMBRE	6.475	6.090	12.565

Tableau 4 : Jerba + Zarzis, Dessalement

a) Jerba + Zarzis Année 1974

M O I S	+ Destillation			+ Electrodialyse		
	Ressources	Dirstillation	Total	Ressources	Electrodialyse	Total
JANVIER	1.800	2.850	4.650	1.000	3.650	4.650
FEBVRIER	1.800	2.900	4.700	1.050	3.650	4.700
M A R S	2.450	3.950	6.400	1.550	4.850	6.400
AVRIL	2.500	4.000	6.500	1.550	4.950	6.500
M A I	2.800	4.450	7.250	1.750	5.500	7.250
JUIN	2.900	4.700	7.600	1.850	5.750	7.600
JUILLET	3.200	5.200	8.400	2.000	6.400	8.400
AOUT	3.900	6.200	10.100	2.400	7.700	10.100
SEPTEMBRE	3.100	5.050	8.150	1.950	6.200	8.150
OCTOBRE	2.400	3.850	6.250	1.500	4.750	6.250
NOVEMBRE	2.200	3.600	5.800	1.400	4.400	5.800
DECEMBRE	2.150	3.500	5.650	1.350	4.300	5.650
T O T A L	31.200	50.250	81.450	19.350	62.100	81.450

Moyenne 4.190
 % de charge 55%

5.175
 68%

Salinité moyenne 1050 mg/l.

Salinité moyenne de l'année :

1/ 1330 mg/l en supposant une installation d'électro-dialyse de 7600 m³/jour produisant de l'eau à 600 mg

2/ 990 en supposant une installation de distillation eau de mer.

Tableau 4 : b) Jerba + Zarzis, années 1976 & 1979

1976 $2Mgd = 7400 m^3/jour$

Invest : 2.10^6 Dollars US

	Res.	Des.	Total	Mg/l	Res.	Des.	Total	Mg/l
JANVIER	2.400	3.300	6.200	:	2.700	4.350	7.050	
FEBVIER	2.400	3.050	6.250	:	2.750	4.400	7.150	
M A R S	3.250	5.250	8.500	996	3.700	5.750	9.450	
AVRIL	3.300	5.300	8.600	:	3.750	6.050	9.800	
M A I	3.700	5.950	9.650	990	4.200	7.750	10.950	
JUIN	3.900	6.250	10.150	:	4.400	7.100	11.500	
JUILLET	4.300	6.950	11.150	:	5.100	7.500	12.700	
AOUT	5.500	7.600	13.500	1.120	7.600	7.600	15.200	1.250
SEPTEMBRE	4.150	6.450	10.800	:	4.700	7.500	12.300	
OCTOBRE	3.200	5.100	8.300	:	3.600	5.650	9.450	
NOVEMBRE	3.000	4.750	7.750	:	3.400	5.400	8.800	
DECEMBRE	2.900	4.600	7.500	:	3.300	5.250	8.550	
	42.400	65.950	108.350	1.009	49.200	73.900	123.100	1.029

Moyenne 5.496
 F. Ca. / 72,37
 6.160
 81%

Tableau 4 : c) Jerba + Zarzis Année 1980

	<u>Res.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u>	<u>Déficit</u>	<u>Observations</u>
JANVIER	3.000	4.900	7.900		Dans le cas où le déficit est satisfait par le réseau, la salinité augmentera à un maximum de 1440 mg/l au mois d'août.
FEBVRIER	3.100	4.900	8.000		
MARS	4.150	6.650	10.800		
AVRIL	4.200	6.750	10.950		
M A I	4.300	7.000	11.300	900	
JUIN	4.300	7.000	11.300	1.600	
JUILLET	4.300	7.000	11.300		
A O U T	4.300	7.000	11.300	4.500	
SEPTEMBRE	4.300	7.000	11.300	2.450	
OCTOBRE	4.050	6.500	10.550		
NOVEMBRE	3.800	6.050	9.850		
DECEMBRE	3.650	5.900	9.550		
T O T A L .	47.450	76.650	124.100	12.750	
Moyenne		6.400			
Ev. de charge.....		84%			
Salinité moyenne.....		992mg/l.			

II. S FAX ET KERKENNA

A. KERKENNA

1. L'île de Kerkenna est une région qui est appelée à avoir un développement touristique. Il existe des réserves d'eau saumâtre suffisantes, mais le contenu en sels s'élevant à 3600 mg/l exige un traitement de l'eau pour la rendre potable. Le contenu en sels relativement bas indique que l'électrodialyse est le procédé approprié pour ce traitement.
2. La consommation en eau de la population est assez réduite si elle est comparée avec la consommation escomptée par le développement touristique. La consommation de la population locale s'élevait pendant les années:

	1966	1967	1968	1969	1970
à I31	162	234	220	268 m ³ /jour en moyenne	

Des projections n'étant pas disponibles, on a estimé la consommation à envisager y compris les besoins du tourisme à :

	1972	1975	1980	1985
	440	1235	2210	2715 m ³ /jour en moyenne

3. L'adaptation de la solution classique par l'installation d'une unité d'électrodialyse aurait l'avantage de résoudre le problème local et serait la seule solution à envisager si le problème d'approvisionnement de Sfax n'était pas présent. En vue des besoins considérablement plus importants de Sfax et de la possibilité d'un transport commode de l'eau dessalée de Sfax à Kerkenna, il est recommandé de ne pas installer une électrodialyse à Kerkenna, comme il a été prévu, mais d'alimenter l'île par l'usine de dessalement de Sfax, comme il est décrit au chapitre suivant.

B. SFAX

1. Le programme du développement des ressources naturelles en eau pour l'alimentation de Sfax prévoit deux tranches de travaux pour amener la disponibilité actuelle de 19370 m³/jour à 27650 m³ en 1974 et ensuite à 55300 m³/jour en 1976. Cette dernière tranche constitue l'épuisement total des ressources de la région.

2. Vu les besoins urgents, il a été admis que la tranche des travaux ramenant les ressources à 27 650 m³ par jour serait réalisée à temps prévu. Malgré ce développement, le déficit en eau ne serait réduit que temporairement, la ville de Sfax demeurant toujours en déficit.
3. La deuxième tranche du développement prévue ramènerait les ressources à 55 300 m³/jour en 1976, mais elle ne pourrait couvrir les besoins de Sfax que pour deux ans. A partir de 1978 il y aurait un déficit permanent et croissant. L'investissement prévu pour cette tranche s'élèverait à 4,2 millions de Dinars tunisiens, ou environ US \$ 8,4 millions.
4. La nappe de l'eau salée locale à Sfax, titrant environ 4000 mg/l, pourrait éventuellement alimenter une installation d'électrodialyse. Si l'on envisage une capacité de 10 000 m³/jour, cette capacité ne pourrait même pas couvrir les pointes des mois de juin à septembre inclus de 1974, les ressources naturelles étant limitées à 27 650 m³/jour. Il y aurait en plus, l'inconvénient d'avoir des possibilités restreintes pour effectuer des mélanges avec les ressources locales, étant donné que la salinité de l'eau produite par le procédé d'électrodialyse est plus élevée. Une installation d'électrodialyse ne s'avère donc pas intéressante pour le cas de Sfax. Il serait plus opportun d'envisager directement une installation de distillation de l'eau de mer dont la mise en marche serait à prévoir si possible dès le mois de juin 1974.
5. Les consommations estimées pour Kerkenna d'autre part représentent environ 4% de la consommation de la ville de Sfax. Elles ne sont donc pas importantes quand elles sont considérées dans le volume total de l'eau distribuée. Il apparaît donc intéressant d'étudier l'intégration de la consommation de Kerkenna dans celle de Sfax et de prévoir le transport de l'eau dans des réservoirs flottants en caoutchouc remorqués entre Sfax et Kerkenna et vice-versa pour couvrir les besoins de l'île. Les réservoirs en question serviraient d'une part comme moyens de transport et d'autre part comme réservoirs flottants. Il s'agit d'une technique, dont la valeur est démontrée dans le transport des liquides et en particulier dans le transport de l'eau potable.
6. Il faut donc, dans le cas de Kerkenna, comparer le coût de l'investissement pour les réservoirs flottants et les frais de remorquage avec les frais correspondants dans le cas de l'installation d'une électrodialyse sur l'île pour arriver à une décision. Il apparaît que le transport de l'eau se montrerait plus avantageux.

D'autre part, la satisfaction des besoins de Kerkenna par la même usine de Sfax aurait un impact sur l'investissement nécessaire qui serait négligeable.

7. Les consommations moyennes journalières pour Sfax et Kerkenna en 1974 montrent que la capacité nécessaire pour l'installation de dessalement par distillation de l'eau de mer serait de l'ordre de $15.000 \text{ m}^3/\text{jour}$, soit 4 millions de gallons US par jour. Avec cette capacité on pourrait couvrir les besoins de toute l'année 1974 pour Sfax et Kerkenna, excepté le mois d'août qui, présenterait un déficit de $3250 \text{ m}^3/\text{jour}$. Le mélange de l'eau d'adduction s'élevant au maximum à $27.650 \text{ m}^3/\text{jour}$ et de l'eau distillée, assurerait une eau distribuée titrant 1000 mg/l . Si le déficit mentionné était couvert par de l'eau saumâtre de la nappe locale, la salinité de l'eau distribuée au mois d'août 1974 s'élèverait à environ 1190 mg/l au lieu de la moyenne annuelle de 1000 mg/l .
8. Au même niveau des ressources naturelles par adduction, à savoir $27.650 \text{ m}^3/\text{jour}$, les pointes de l'année 1975 devraient être satisfaites par le même procédé de mélange de l'eau naturelle avec de l'eau distillée pour la majeure partie de l'année et en plus par de l'eau de la nappe locale pour couvrir les pointes, en tolérant une augmentation légère de l'eau distribuée. Ce procédé permettrait de retarder la deuxième tranche de dessalement à une capacité égale jusqu'en été 1976. La capacité de dessalement s'élevant déjà à $30.400 \text{ m}^3/\text{jour}$ et la quantité de l'eau d'adduction restant au même niveau, il devient possible de recourir de plus en plus à la nappe saumâtre locale pour effectuer des mélanges d'une salinité satisfaisante et acceptable.
9. La deuxième tranche de dessalement pourrait couvrir les besoins jusqu'en 1980 inclus en employant le même processus de mélanger de l'eau saumâtre de la nappe locale pour couvrir les déficits des pointes. Durant les mois d'été, la salinité de l'eau serait ainsi plus élevée que d'habitude, tout en restant inférieure à 1500 mg/l qui est la salinité de l'eau distribuée actuellement.
10. La capacité totale, qui est installée en 1980, doit être doublée entre 1981 et 1986 ; elle doit donc être portée à $60.800 \text{ m}^3/\text{jour}$ au total. La relation entre les quantités d'eau d'adduction à 1500 mg/l et d'eau distillée à 50 mg/l devient donc 1:2,2, ce qui permet d'augmenter considérablement la proportion de l'eau salée de la nappe locale qui participe dans le mélange final.
11. En tenant compte de ces recommandations, la consommation journalière moyenne en mètre cubes serait répartie comme il est indiqué

dans le tableau qui suit, la dernière colonne du tableau indiquant la salinité maximale en mg/l durant le mois d'août de l'année correspondante, qui présente la pointe la plus prononcée.

Année	Adduction	Eau distillée	Nappe locale	Total	Salinité août
1974	22.740	11.770	270	34.780	1.190
1976	22.020	19.460	-	41.480	780
1978	23.760	24.000	500	48.260	1.047
1980	25.30	26.640	2.530	54.900	1.400
1986	24.550	43.510	1.300	74.660	800

12. Dans le cas examiné plus haut le facteur de charge de l'usine de dessalement serait pour les années correspondantes :

Année	1974	1976	1978	1980	1986
Facteur de charge	63%	64%	79%	67%	72%

13. La possibilité d'un stockage souterrain serait pour le cas de Sfax d'une importance égale à celle considérée pour Jerba et Zarzis (voir paragraphe II.15).

14. A titre indicatif, l'investissement nécessaire pour une installation de 30.400 m³/jour (8 millions de gallons), à effectuer en deux tranches en 1974 et 1976, serait d'environ :

- (a) Par le procédé classique de distillation à plusieurs étages US\$ 12.400.000
- (b) Par le procédé combiné recommandé US\$ 6.500.000

L'investissement pour le dessalement interviendrait donc à la place de l'investissement libéré de US\$ 8.400.000 (voir paragraphe III.3) en supprimant la deuxième phase du développement des ressources naturelles prévue pour l'année 1976.

15. A titre indicatif, le coût de l'eau produite par les deux procédés en question serait d'environ :

- (a) Procédé de distillation classique US cents 28 par m³
- (b) Procédé combiné recommandé US cents 16 par m³

Le calcul du prix de revient de l'eau est basé sur les mêmes données qui ont été mentionnées au paragraphe I.II.

16. Le prix de revient de l'eau dessalée se réfère à l'eau produite à la sortie de l'usine. D'autre part le dessalement permet d'effectuer des mélanges avec de l'eau salée de la nappe locale, ayant un prix très réduit mais qui ne peut pas être utilisée sans avoir recours à une installation de dessalement. Le véritable prix de l'eau dessalée serait donc le prix de l'eau de ce mélange, qui représente en totalité une ressource d'eau nouvelle.

I7. Tableaux récapitulatifs

Tableau 1 : Kerkenna, Analyse de l'eau distribuée (2 avril 1970)

Tableau 2 : Kerkenna, Bilan annuel Consommation-Ressources en m³/jour.

Tableau 3 : Kerkenna, Projection de la consommation mensuelle pour les années 1975, 1980 et 1985.

Tableau 4 : Sfax ; Analyse de l'eau distribuée

Tableau 5 : Sfax, Bilan annuel consommation-Ressources en m³/jour

Tableau 6 : Sfax, Prévisions de consommation pour la période de 1971 à 2000.

Tableau 7 : Sfax et Kerkenna, consommation moyenne de la population locale de 1966 à 1970.

Tableau 8 : Sfax + Kerkenna, Dessalement 1974 - 1987

a) Sfax + Kerkenna, Dessalement - Année 1974.

b) Sfax + Kerkenna, Dessalement - Année 1976

c) Sfax + Kerkenna, Dessalement - Année 1978

d) Sfax + Kerkenna, Dessalement - Année 1987.

e) Sfax + Kerkenna, Dessalement - Année 1987

Tableau 1

KERKENNA, ANALYSE DE L'EAU DISTRIBUEE
(2 avril 1970)

PH.....	7.25	
Resistivité ..l.....	210	ohm.cm à 20°C
Alcalinité	75	mg/l CaO
Cl mg/l	1.450	
SO ₄ mg/l	730	
Nitrates mg/l	1,2	
Silice mg/l	15	
Dureté totale OF	81	
Ca mg/l	164	
Ng mg/l	97.2	
Na mg/l	950	
K mg/l	16	
Fer mg/l	0,25	
Un mg/l	0,05	
Oxydabilité à K mn O4		
à chaud 10 mn (mg/l O2).....	1,5	
Résidu à sec	3600	

Tableau 2

KERKENNA, BILAN ANNUEL CONSOMMATION-RESSOURCES
EN M³/JOUR

ANNEE	CONSOMMATION MOYENNE			POINTES			RES CLASS. DEBITS MAX.
	VILLE	TOUR	TOTAL	TRIMESTRE	MOIS	JOUR	
1966	131		131	155	173	177	Ressources suffisantes en 3500 ppm.
1967	162		162	191	214	219	
1968	234		234	276	309	316	
1969	220		220	260	290	297	
1970	268		268	316	354	362	
1972	335	105	440	579	610	620	
1974							
1975	435	800	1235	1681	1854	1867	
1980	610	1600	2210	3027	3365	3383	
1985	715	2000	2715	3722	4144	4165	
1986							

Tableau 3 : Projection de la consommation mensuelle
Kerkenna

3
jour

	1 9 7 5				1 9 8 0				1 9 8 5			
	Coef.	Ville	Coef.	Tour	Total	Ville	Tour	Total	Ville	Tour	Total	
JANVIER	0,83	370	0,6	430	850	510	560	1.470	600	1.200	1.800	
FEVRIER	0,95	380	0,6	480	360	520	960	1.430	600	1.200	1.800	
M A R S	0,85	380	1,0	500	1.130	520	1.600	2.120	600	2.000	2.600	
AVRIL	0,9	400	0,95	790	1.150	550	1.510	2.130	450	1.910	2.630	
M A I	0,95	430	1,14	910	1.340	580	1.320	2.400	600	2.280	2.950	
JUIN	1,10	500	1,14	910	1.410	670	1.620	2.450	750	2.280	3.070	
JUILLET	1,20	540	1,26	1.010	1.550	730	2.020	2.750	860	2.520	3.380	
AOUT	1,32	600	1,60	1.280	1.880	810	2.560	3.370	950	3.200	4.150	
SEPTEMBRE	1,15	520	1,23	990	1.500	700	1.970	2.570	830	2.460	3.290	
OCTOBRE	1,00	450	0,87	700	1.150	650	1.390	2.000	720	1.740	2.460	
NOVEMBRE	0,95	430	0,8	640	1.070	590	1.280	1.360	630	1.500	2.280	
DECEMBRE	0,90	400	0,75	640	1.040	550	1.260	1.310	650	1.500	2.230	
Moyenne		450		800		610	1.600		720	2.000		

Tableau 4

SFAX, ANALYSE DE L'EAU DISTRIBUEE

Ca ;.....	120 mg/l
Mg	66
Na	150
SO ₄	345
Cl	234
CO ₃	138
Res. sec	1200
Des. hydro.	570 F
pH	78

Tableau 5 :

SFAX, BILAN ANNUEL CONSOMMATION -RESSOURCES
EN M³/JOUR

ANNÉES	CONSOMMATION MOYENNE			POINTES			RES. CLASS. DEBITS MAX.	BILAN RESSOURCES PAR RAPPORT A		
	VILLE	TOUR	TOTAL	TRIMESTRE	MOIS	JOUR		TOTAL	TRIMESTRE	MOIS
1966			9.643							
1967			12.459							
1968			14.239							
1969			11.553							
1970			11.693							
1971			24.092	20.008	31.307		19.872	- 9.026	+11.496	
1972			30.460	36.552	39.590		19.872	-16.680	-19.726	
1974			33.649	40.379	43.744		27.648	-12.731	-16.096	
1975			40.027	48.032	52.035		55.296	+ 7.264	+ 3.261	
1978			46.383	55.660	60.298		"	- 364	- 5.092	
1980			52.739	63.297	68.561		"	- 7.991	-13.205	
1982			59.095	70.914	76.823		"	-15.618	-21.527	
1984			65.452	78.542	85.088		"	-23.246	-29.802	
1986			71.809	86.170	93.350		"	-30.874	-38.054	

PREVISION DE CONSOMMATION DE SPAX
POUR LA PERIODE DE 1971 à 2000

Moyenne Journalière	Moyenne Journalière du 1er tri- mestre en m ³	Moyenne Journalière du 2ème tri- mestre en m ³	Moyenne Journalière du 3ème tri- mestre en m ³	Moyenne Journalière du 4ème tri- mestre en m ³	Ressources en m ³ / jour	Déficit journalier/jou- r moyen du 5ème trimestre
24.082	20.229	24.082	28.898	23.119	19.872-	- 9.026
27.271	22.908	27.271	32.725	26.180	19.372	- 12.853
30.460	25.587	30.406	36.552	29.242	19.872-	- 16.680
33.649	28.265	33.649	40.379	32.303	27.648	- 12.731
36.838	30.944	36.838	44.206	35.364	27.653	- 16.548
40.027	33.622	40.027	48.032	38.426	55.296	+ 7.264
43.205	36.292	43.205	51.846	41.477	"	+ 3.450
46.383	38.962	46.383	55.660	44.528	"	- 364
49.561	41.532	49.561	59.473	47.579	"	- 14.177
52.739	44.300	52.739	63.287	50.629	"	- 7.991
55.917	46.970	55.917	67.100	53.680	"	11.804
59.095	49.640	59.095	70.914	56.731	"	15.618
62.273	52.310	62.273	74.728	59.782	"	19.432
65.452	54.980	65.452	78.542	62.834	"	23.246
68.630	57.649	68.630	82.356	65.885	"	27.060
71.808	60.319	71.808	86.170	68.936	"	30.874
75.397	63.334	75.397	90.476	72.381	"	35.180
79.167	66.272	79.167	95.000	76.000	"	39.704
83.123	69.823	83.123	99.748	79.798	"	44.452
87.279	73.295	87.279	104.735	83.788	"	49.439
91.643	76.980	91.643	109.972	87.977	"	54.676
96.219	80.824	96.219	115.463	92.370	"	60.167
101.035	84.869	101.035	121.242	96.994	"	65.942
106.084	89.111	106.084	127.301	101.841	"	72.005
111.372	93.553	111.372	133.646	106.917	"	78.350
116.958	98.245	116.958	140.350	112.280	"	85.054
122.805	103.156	122.805	147.386	117.893	"	92.070
128.945	108.313	128.945	154.734	123.787	"	99.438
135.391	113.729	135.391	162.469	129.975	"	107.173
142.158	119.413	142.158	170.590	136.472	"	115.294

Tableau 6

	Consommation annuelle en $10^3 m^3$	Consommation moyenne trimestrielle en $10^3 m^3$	Consommation du 1er trimestre $10^3 m^3$	Consommation du 2ème trimestre $10^3 m^3$	Consommation du 3ème trimestre $10^3 m^3$	Consommation du 4ème trimestre $10^3 m^3$
1971	8.790	2197,5	1345,9	2157,5	2637,0	2109,6
1972	9.954	2488,5	2090,6	2408,6	2986,2	2308,9
1973	11118	2779,5	2334,8	2779,5	3339,4	2668,3
1974	12.282	3070,5	2548,5	3070,5	3684,6	2947,6
1975	13.446	3381,5	2882,3	3381,5	4057,8	3246,2
1976	14.610	3852,5	3235,1	3852,5	4623,0	3698,4
1977	15.770	3942,5	3311,7	3942,5	4731,0	3784,8
1978	16.930	4232,5	3555,2	4232,5	5079,0	4063,2
1979	18.090	4522,5	3799,0	4522,5	5427,0	4341,6
1980	19.250	4812,5	4042,5	4812,5	5775,0	4620,0
1981	20.410	5102,5	4286,1	5102,5	6123,0	4898,4
1982	21.570	5392,5	4528,7	5392,5	6471,0	5176,8
1983	22.730	5682,5	4773,3	5682,5	6819,0	5455,2
1984	23.890	5972,5	5016,9	5972,5	7167,0	5733,6
1985	25.050	6262,5	5260,5	6262,5	7515,0	6012,0
1986	26.210	6552,5	5504,1	6552,5	7863,0	6290,4
1987	27.370	6842,5	5747,7	6842,5	8211,0	6568,8
1988	28.530	7132,5	5991,3	7132,5	8559,0	6847,2
1989	29.690	7422,5	6234,9	7422,5	8907,0	7125,6
1990	30.850	7712,5	6478,5	7712,5	9255,0	7404,0
1991	32.010	8002,5	6722,1	8002,5	9603,0	7682,4
1992	33.170	8292,5	6965,7	8292,5	9951,0	7960,8
1993	34.330	8582,5	7209,3	8582,5	10299,0	8239,2
1994	35.490	8872,5	7452,9	8872,5	10647,0	8517,6
1995	36.650	9162,5	7696,5	9162,5	10995,0	8796,0
1996	37.810	9452,5	7940,1	9452,5	11343,0	9074,4
1997	38.970	9742,5	8183,7	9742,5	11691,0	9352,8
1998	40.130	10032,5	8427,3	10032,5	12039,0	9631,2
1999	41.290	10322,5	8670,9	10322,5	12387,0	9909,6
2000	42.450	10612,5	8914,5	10612,5	12735,0	10188,0

Coefficient de pointes : 1er trimestre 0,84
 2ème trimestre 1,00
 3ème trimestre 1,20
 4ème trimestre 0,96

Tableau 7

SFAX ET KERKENNA, CONSOMMATION MOYENNE DE
LA POPULATION LOCALE

	<u>K E R K E N N A</u>		<u>S F A X</u>	
	Année	jour	Année	jour
<u>1966</u>	6.356		729.092	
	7.983		1.100.106	
	20.389		1.001.110	
	13.001		689.384	
	<hr/> 47.729	131	<hr/> 3.511.772	9.643
<u>1967</u>	8.585		854.516	
	12.242		1.214.642	
	26.728		1.339.547	
	11.622	162	1.130.941	12.459
	<hr/> 59.177		<hr/> 4.547.666	
<u>1968</u>	16.440		1.071.553	
	15.311		1.374.650	
	31.182		1.478.331	
	22.360	234	1.272.846	14.239
	<hr/> 85.293		<hr/> 5.197.380	
<u>1969</u>	22.488		1.011.900	
	25.358		1.298.456	
	18.991		1.250.080	
	13.659	220	656.398	11.553
	<hr/> 80.506		<hr/> 4.216.743	
<u>1970</u>	19.309		870.561	
	25.793		1.128.797	
	29.103	268	1.192.974	11.693
	<hr/> 73.205		<hr/> 3.192.332	

Tableau 8: a) Sfax + Kerkenna, Dessalement
Année 1974

	<u>Rcs.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u>	<u>Déficit</u>	<u>Sfax</u>	<u>Kerkenna</u>	<u>mg/l</u>
JANVIER	20.750	8.050	28.800	-	28.000	800	1.090
FEBVRIER	20.750	8.650	29.400	-	28.600	800	1.090
M A R S	20.750	8.950	29.700	-	28.600	1.100	1.060
AVRIL	20.750	10.650	31.400	-	30.300	1.100	1.050
M A I	20.750	12.450	33.200	-	32.000	1.200	1.020
JUIN	24.600	13.700	38.300	-	37.000	1.300	1.030
JUILLET	27.000	14.800	42.850	-	40.400	1.400	1.010
AOUT	27.650	15.200	42.850	-3250	44.400	1.700	1.190
SEPTEMBRE	26.400	13.700	40.100	-	38.700	1.400	1.010
OCTOBRE	22.000	12.600	34.600	-	33.600	1.000	975
NOVEMBRE	20.750	12.150	32.900	-	32.000	900	965
DECEMBRE	20.750	10.450	31.200	-	30.300	900	1.010
TOTAL	272.900	141.250	414.150	3250	403.900	19.500	
					417.400		
P. CH.	92%	82,7%		7,8%	96,7%	3,3%	

Tableau B : b) Sfax + Kerkenna, Dessalement
Année 1976

Ressources naturelles 27650 m³/jour max.

Participation à la consommation 75% min. = 20750 m³/jour.

Dessalement 2 x 4 Mgd = 30.400 m³/jour max. - 10% = 27.350 m³/jour.

1 9 7 6

	<u>Res.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u>	<u>Déficit</u>	<u>Sfax</u>	<u>Kerkenna</u>	<u>rg/l</u>
JANVIER	20.750	13.450	34.200	-	33.200	1.000	930
FEBVRIER	20.750	14.250	35.000	-	34.000	1.000	910
M A R S	20.750	14.600	35.350	-	34.000	1.350	900
AVRIL	20.750	16.650	37.400	-	36.000	1.400	850
M A I	20.750	18.800	39.550	-	38.000	1.550	810
JUIN	21.650	24.000	45.650	-	44.000	1.650	740
JUILLET	25.000	25.000	50.000	-	48.000	2.000	775
AOUT	27.650	27.350	55.000	-	52.800	2.200	780
SEPTEMBRE	23.900	23.850	47.750	-	46.000	1.750	775
OCTOBRE	20.750	20.600	41.350	-	40.000	1.350	777
NOVEMBRE	20.750	18.500	39.250	-	38.000	1.200	916
DECEMBRE	20.750	16.450	37.200	-	36.000	1.200	860
	<u>264.200</u>	<u>233.500</u>	<u>497.700</u>	-	<u>480.000</u>	<u>17.700</u>	
F. CH.	79,6%	64%			96,5%	3,5%	

Tableau 3 : c) Sfax + Kerkenna, Dessalement

<u>1 9 7 8</u>						
	<u>Res.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u> :	<u>Déficit</u>	<u>Kerkenna</u>	<u>Sfax</u>
JANVIER	20.750	18.900	39.650	-	1.150	38.500
FEVRIER	20.750	19.900	40.650	-	1.200	39.450
M A R S	20.750	20.450	41.200	-	1.750	39.450
AVRIL	21.750	21.750	43.500	-	1.750	41.750
M A I	23.050	23.050	46.100	-	2.000	44.100
JUIN	26.600	26.550	53.150	-	2.100	51.050
JUILLET	27.650	30.400	58.050	50	2.400	55.700
AOUT	27.650	30.400	58.050	6.000	2.800	61.250
SEPTEMBRE	27.650	28.100	55.750	-	2.200	53.550
OCTOBRE	24.050	24.050	48.100	-	1.700	46.400
NOVEMBRE	22.850	22.800	45.650	-	1.550	44.100
DECEMBRE	21.650	21.600	43.250	-	1.500	41.750
TOTAL	285.150	287.950	573.100	6.050	22.100	557.050
			579.150		579.150	
F. CH.	86%	79%		1,00%	3,8%	96,2%

Tableau 8 : d) Sfax + Kerkenna, Dessalement

<u>1 9 8 0</u>							
	<u>Res.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u>	<u>Déficit</u>	<u>Sfax</u>	<u>Kerkenna</u>	<u>Mg/l</u>
JANVIER	22.600	22.600	45.200	-	43.750	1.450	770
FEVRIER	23.150	23.150	46.300	-	44.800	1.500	775
M A R S	23.450	23.450	46.900	-	44.800	2.100	776
AVRIL	24.800	24.800	49.600	-	47.450	2.150	775
M A I	26.250	26.200	52.450	-	50.050	2.400	780
JUIN	27.650	30.400	58.050	2.450	58.000	2.500	810
JUILLET	27.650	30.400	58.050	7.950	63.250	2.750	1.130
AOUT	27.650	30.400	58.050	14.350	61.550	3.350	1.400
SEPTEMBRE	27.650	30.400	58.050	5.200	60.600	2.650	1.010
OCTOBRE	27.350	27.350	54.700	-	52.700	2.000	775
NOVEMBRE	25.950	25.950	51.900	-	50.050	1.850	775
DECEMBRE	24.650	24.600	49.250	-	47.450	1.800	775
TOTAL	308.800	319.700	628.500	30.450	632.450	26.500	
			658.950		658.950		
F. CH.	93%	87,5%		4,6%	96%	4%	
	<u>Deficit</u> <u>apparent</u>	<u>saumâtre</u> <u>Kerkenna</u>	<u>Eau:</u> <u>distillée</u>	<u>Deficit</u> <u>effectif</u>	<u>Consommation</u> <u>Sfax %</u>		
1974 JUILLET	1.050	350	600	600	1,5		
" AOUT	3.250	1.150	2.100	2.100	4,7		
1979 JUILLET	50	15	35	35	0,06		
" AOUT	6.000	2.000	4.000	4.000	6,5		
1980 JUIN	2.450	820	1.630	1.630	2,8		
" JUILLET	7.950	2.650	5.300	5.300	8,4		
" AOUT	14.850	4.950	9.900	9.900	14,2		
" SEPTEMBRE	5.200	1.750	3.450	3.450	5,7		

 Tableau 8: e) Sfax + Kerkenna, Dessalement

1 9 8 7

	<u>Rec.</u>	<u>Des.</u>	<u>Total</u>	<u>Déficit</u>	<u>Sfax</u>	<u>Kerkenna</u>	<u>Mg/l</u>
JANVIER	20.750	40.750	61.500	-	59.600	1.900	506
FEVRIER	21.450	41.500	62.950	-	61.050	1.900	550
M A R S	21.800	42.000	63.800	-	61.050	2.750	550
AVRIL	23.400	44.000	67.400	-	64.600	2.800	550
M A I	25.300	46.000	71.300	-	68.200	3.100	560
JUIN	27.650	54.600	82.250	-	79.000	3.250	500
JUILLET	27.650	57.750	85.400	4.300	86.150	3.550	690
AOUT	27.650	60.800	88.450	10.650	94.750	4.350	860
SEPTEMBRE	27.650	57.750	85.400	600	82.550	3.450	800
OCTOBRE	25.800	48.600	74.400	-	71.800	2.600	550
NOVEMBRE	24.600	46.000	70.600	-	68.200	2.400	550
DECEMBRE	20.950	46.000	66.950	-	64.600	2.350	500
TOTAL	294.650	585.750	880.400	15.550	861.550	34.400	
					895.950		
F. CH.	89%	71,80%		1,73%	96,2%	3,0%	

Données de base en salinité :

KERKENNA	3.53.500 p.p.m
DESSALEMENT	59 p.p.m
SFAE NAPPE LOCALE	4.000 p.p.m
SFAX ADDUCTION	1.500 p.p.m

III  HAMMET ET NABEUL

- I. La SONEDE envisage un projet d'adduction d'eau à partir de la région de Tunis pour desservir les besoins en eau de la région du Cap Bon. Contrairement aux autres cas étudiés, cette eau doit couvrir les besoins de l'agriculture locale, qui participe dans les frais d'investissement de l'adduction projetée et qui, en outre, doit desservir les agglomérations avoisinant l'adduction.

2. En raison de la longueur relativement réduite de la conduite, de la participation de l'agriculture dans l'investissement et la consommation, de l'approvisionnement nécessaire des agglomérations avoisinantes, de la qualité satisfaisante de l'eau et des potentialités suffisantes en eau, le recours au dessalement n'apparaît pas nécessaire.

3. Tableaux
Tableau 1 : Hammet et Nabeul, Bilan annuel consommation -Ressources en 10 m³/jour
Tableau 2 : Hammet et Nabeul, consommation mensuelle pour les années 1970, 1976 et 1986
Tableau 3 : Hammet et Nabeul, Investissements.

Ta'bleau I : Hammar et Nobeul, Bilan annuel
 Consommation - Ressources en ION³/jour

ANNEE	CONSUMMATION MOYENNE				P O I N T E S				RESSOURCES				BILAN TRIMESTRIEL			
	VILLE	TOUR	TOTAL	TRIMESTRE	MOIS	JOUR	DEBIT MAX.	TOTAL	TRIMESTRE	MOIS	JOUR	PAR RAPPORT A :	TOTAL	TRIMESTRE	MOIS	JOUR
1966	1.638	670	2.308	2.871	3.234	3.233	II.489									
1967	2.166	1.915	3.181	3.977	4.483	4.548	II.490									
1968	2.494	1.990	4.474	5.715	6.460	6.535	II.480									
1969	2.990	2.153	5.143	6.542	7.392	7.481	II.480	+ 5.2257	+ 4.936	+ 4.038	+ 3.999					
1970	3.049	3.283	6.332	9.194	9.278	9.369	II.490	+ 5.143	+ 3.284	+ 2.112	+ 2.111					
1976	7.232	12.433	19.670	26.742	29.446	29.663	II.480	- 9.110	-15.262	- 11.366	- 18.303					
1986	12.565	15.178	27.843	37.613	41.029	41.410	II.480	-14.363	-26.133	- 29.549	- 29.930					

Tableau 2 : Hammett et Nobeul, Consommation mensuelle

MOYENNE	1 9 7 0			1 9 7 6			1 9 8 3		
	VILLE	TOUR	TOTAL	VILLE	TOUR	TOTAL	VILLE	TOUR	TOTAL
	3050	3300	7230	7230	12.440	19.670	12.700	15.200	27.900
JANVIER	2.530	1.980	4.510	6.000	7.460	13.460	10.840	9.120	19.960
FEBVRIER	2.590	1.980	4.570	6.150	7.450	13.600	10.790	9.120	19.910
M A R S	2.590	3.300	5.890	6.150	12.440	18.590	10.790	15.200	25.990
AVRIL	2.740	3.260	6.000	6.500	12.310	18.810	11.430	15.050	26.480
M A I	2.500	3.760	6.260	6.870	14.180	21.050	12.060	17.330	29.390
JUIN	3.350	3.760	7.110	7.950	14.180	22.130	13.970	17.330	31.300
JUILLET	3.660	4.160	7.820	8.680	15.670	24.350	15.240	15.150	30.390
AOUT	4.030	5.280	9.310	9.540	19.900	29.440	16.760	24.320	41.080
SEPTEMBRE	3.500	4.060	7.560	8.310	15.300	23.610	14.600	13.700	33.300
OCTOBRE	3.500	2.870	5.920	7.230	10.020	17.250	12.700	13.220	25.920
NOVEMBRE	2.900	2.640	5.540	6.870	9.950	16.820	12.060	12.060	24.120
DÉCEMBRE	2.740	2.610	5.350	6.500	9.830	16.330	11.430	11.300	23.430

Tableau 3 : Hammamet et Nabeul, Investissement

4.300.000 m³/ an par forage exploité à la limite.
Alimentation à partir de Tunis par une conduite projetée de
11.400 m³/jour

Adduction de Tunis

1 kWh = 0,010 DT

Investissement	proposition	DT.	667.000
	participation	agriculture	<u>242.000</u>
			909.000

Coût de l'eau DT. 0,072 par m³

Frais d'exploitation :

Amortissement de l'investissement	DT.	0,051,1 m ³
Energie, entretien etc...	DT.	<u>0,021,1</u>
	DT.	0,072,2/m ³
Vie des installations 30 ans		
loyer de l'argent 8%		

S
S) O U S S E

1. Les données de base concernant la consommation et les projections de consommation pour le centre urbain et touristique de Sousse ne furent pas disponibles. Il n'a pas été donc possible de procéder à une évaluation pour cette région.
2. Il est noté à titre indicatif que l'étude ITALCONSULT prévoit pour cette région une usine de distillation de l'eau de mer avec une capacité qui atteindra en 1985 environ 45.000 m³ par jour. L'investissement prévu s'élève à : 8 millions de Dinars Tunisien ou US\$ 16 millions avec un facteur de charge d'environ 25%, le prix de revient de l'eau, à l'exclusion des frais d'intérêt, dépréciation, et assurance, s'élèverait à Dinars tunisien 0,162 par m³, ou US cents 32,4 par m³.

V. RECAPITULATION

1. Il est recommandé d'annuler les tranches suivantes du développement des ressources naturelles projetées par la SONEDE, qui absorberaient des investissements importants sans résoudre d'une façon satisfaisante le problème de la qualité de l'eau distribuée et en partie de l'approvisionnement suffisant des régions en question :

tranche Jerba-Zarzis	US\$ 3.200.000
tranche de Sfax	US\$ 8.400.000
au total	US\$ 11.600.000
	=====

2. Il est recommandé d'installer des usines de distillation de l'eau de mer par le procédé moderne combiné de pression de vapeur avec des évaporateurs à longtubes verticaux et une installation de distillation à détente, dont les capacités respectives seraient de 7600 m³/jour pour Jerba-Zarzis et 30.400 m³/jour pour Sfax. L'investissement nécessaire pour ces usines s'élèverait à :

usine de Jerba-Zarzis	US\$ 2.800.000
usine de Sfax	US\$ 8.500.000
au total	US\$ 11.300.000
	=====

3. L'usine prévue pour Sfax couvrirait en même temps les besoins de l'île de Kerkenna de sorte qu'un investissement additionnel pour cette île serait évité.
4. Il en résulte que l'investissement prévu pour les tranches indiquées quant au développement des ressources naturelles des deux régions mentionnées suffirait largement à financer le programme de dessalement.
5. Le prix de l'eau dessalée produite s'élèverait dans les usines de Jerba-Zarzis à US cents 22 par m³, et à Sfax à US cents 16 par m³.
6. Le dessalement par distillation de l'eau de mer permettrait l'utilisation partielle des nappes locales d'eau salée, ce qui réduirait le prix final de l'eau produite en fonction des quantités utilisées. En fin, il est recommandé d'étudier les possibilités de stockage souterrain.

(SITUATION AU MAROC

ETAT DE L'HYDROLOGIE AU MAROC

1. D'après le 23ème Rapport de l'Etude sur l'approvisionnement en eau à l'échelle nationale^{**}, les besoins en eau du Maroc en 2000 ont été évalués (zone côtière entre Ténitra et Casablanca exclue) à 22 m³/s dont 17 m³/s pour les populations urbaines et 15 m³/s pour les populations rurales.

L'ensemble des ressources en eau mobilisables ont été évaluées^{**} à 16 ± 2 milliards de m³/an, soit 500 ± 60 m³/s.

Ces chiffres montrent à eux seuls que dans l'ensemble, il n'existe a priori aucune difficulté à satisfaire les besoins du Maroc en eau potable.

2. Cependant, si au niveau national, il n'existe pratiquement pas de problèmes d'alimentation, dans certaines localités, par contre, on peut rencontrer des difficultés particulières qu'il est possible d'aplanir sans recourir à des moyens comme le dessalement des eaux.

Certes, toutes les régions du Maroc, ne sont pas pourvues en ressources suffisantes; il existe bien des zones riches en eau et d'autres qui en souffrent, mais c'est évidemment dans les zones riches en eau que l'on trouve le plus de villes et partant les plus forts besoins. Inversement, c'est dans les zones pauvres en eau que l'on relève les plus faibles besoins. Le problème est donc atténué de telle sorte que les insuffisances enregistrées ne portent schématiquement que sur deux grandes situations :

- a) Insuffisance en eau due à l'état actuel de l'équipement
- b) Insuffisance en eau de bonne qualité.

* Note principale référencée dans les développements qui suivent.

** D'après "Etat" en 1966 des connaissances sur le bilan des ressources en eau du Maroc et sur leur pourcentage d'utilisation (Note n° 20 - Mines et Géologie 1969)

INSUFFISANCE DUE A L'ETAT DE L'EQUIPEMENT

3. Cette insuffisance peut tenir à un mauvais état des réseaux (médi-
na de Fes, Meknès, Berrechid) ou à l'insuffisance des ressources (Mar-
rakech, Tanger, Agadir, Berkane, Boujad, Essaouira, Oued Zem, Ouez-
zane etc.) ou à des ressources insuffisamment explorées (cas d'Azrou)
ou encore à des adductions insuffisantes ou en mauvais état (Al Ho-
cefma, Safi, Tétouan).

L'étude de l'approvisionnement en eau à l'échelle nationale précitée,
prévoit des solutions pour chaque cas d'espèce et pour l'ensemble
des provinces. A titre indicatif, nous reproduisons en annexe un
extrait du tableau récapitulatif sur les caractéristiques principales
de la desserte en eau potable de 7 grandes villes et de 23 villes
moyennes sur 28.

INSUFFISANCE EN EAU DE BONNE QUALITE

4. L'eau de bonne qualité ne sert pas seulement à la consommation domes-
tique mais aussi à la consommation industrielle et à la consommation
agricole, en particulier, à l'irrigation.

Les consommations industrielles et agricoles exigent comme on sait*
des variétés de qualités d'eaux : eau potable d'excellente qualité
pour le traitement des denrées alimentaires, eau à faible contenu
en sels pour certaines cultures etc...

La consommation domestique doit être assurée par une eau d'une conte-
nance en sels ne dépassant pas de préférence les 500 mg/l et exempte
de micro-organismes pathogènes. On tolère cependant dans certaines
régions, la consommation d'eaux dépassant les 1000 mg/l.

Il est donc nécessaire de procéder à l'étude de la qualité chimique
des eaux et de déterminer leur salinité afin de rechercher les solu-
tions les plus adéquates.

5. Au Maroc, la salinité des eaux a été étudiée dès 1961.** On a consta-
té que les eaux salées étaient réparties surtout à la périphérie
du pays, à savoir :

- Certains Oueds pré-rifains
- Plaines de la province de Nador, en particulier le bassin de
l'Oued Kerte

* Voir premier volet de cette étude

** "Les eaux salées au Maroc - Hydrogéologie et Hydrochimie" de M.J. MARGAT
(n° 151, Notes et Mémoires du Service Géologique, 1961).

- Plaine de Berkane
- Plaine du Tafilalet
- Vallée du Draâ à l'aval de Zagora
- Province de Tarfaya et Ifni
- Certains Oueds atlasiques et en particulier la Haute Oum er Rbia
- Certaines zones de la côte entre Rabat et Essaouira et en particulier l'Oued Mellah.

Ces régions posent naturellement des problèmes ayant trait à la qualité des eaux qu'il est indispensable d'assurer afin de satisfaire les besoins tant domestiques qu'agricoles et industriels. Diverses solutions peuvent être envisagées, allant de la construction de barrages de retenues et d'ouvrages d'adduction au dessalement des eaux.

6. L'étude sur l'approvisionnement en eau à l'échelle nationale préconise pour les régions ci-dessus les éléments de solutions suivantes :

6.1 Pour les oueds salés autres que l'oued Kerte dans la plaine de Na'ar, le Draâ et le Ziz dans leurs cours inférieurs, il est possible d'équiper les oueds de barrages dont les eaux de retenue auront une qualité suffisante due à la salinité beaucoup plus basse des eaux de crue qui forment l'essentiel du débit annuel.

6.2 Pour la basse vallée du Kerte qui manque d'eau potable et dont la salinité rend non potable les ressources de la nappe phréatique ainsi que celle de l'Oued lui-même, trois solutions peuvent être envisagées :

- a) Soit rechercher des sites de retenues sur le pourtour et en particulier au sud,
- b) soit construire une adduction en provenance des zones irriguées par le barrage Mohamed V dans la plaine du Bou Areg,
- c) Soit dessaler les eaux de la nappe du Kerte.

6.3 Pour la plaine du Tafilalet (Erfoud) où les eaux souterraines sont de plus en plus salées vers l'aval, il est proposé de choisir entre quatre solutions possibles :

- a) Adduction d'eau douce souterraine en provenance de la région de Jorf, dans la vallée du Rheriss, nécessitant l'aménagement du cours moyen de cet Oued afin d'accroître les ressources souterraines de cette région,
- b) Adductions locales d'eau superficielle traitée prélevée dans les séguias primaires d'irrigation,

- c) Adduction générale concernant l'ensemble des centres habités depuis Ksar es-Souk jusqu'à Rissani à partir d'une prise effectuée dans le barrage Hassan Addakhil et d'une station de traitement édifiée à proximité.
- d) Dessalement des eaux saumâtres de la nappe selon le procédé le plus approprié.

6.4 Pour la vallée du Draâ à l'aval de Zagora, le problème est plus difficile d'une part car la salinité dépasse 2g/l à Zagora et dans les palmeraies de Fezouata, Ktaoua et Mhamid situées à l'aval et d'autre part, les apports des interfloes latéraux sont tout à fait insuffisants eu égard aux besoins (± 60 l/s). Compte tenu de ces difficultés, les solutions suivantes ont été envisagées :

- a) Adduction d'eau superficielle, solution déjà envisagée - nous l'avons vu - pour l'alimentation en eau du Tafilalet. Seulement, contrairement au Tafilalet où la situation ne présente relativement pas de difficultés insurmontables, la vallée du Draâ ne semble pas propice à des ouvrages d'adduction. La vallée du Draâ en effet, est barrée à partir de Zagora par des verrous souterrains successifs jusqu'à Mhamid sur 90 km. Ces verrous isolent les palmeraies les unes des autres le long du fleuve de telle sorte que l'écoulement de la nappe dans la vallée se concentre en sel de l'amont vers l'aval de chaque palmeraie. La présence du verrou à l'aval fait que c'est le Draâ lui-même qui draine la nappe au point où elle est la plus salée.

Si l'on envisage quand même la solution de l'adduction d'eau superficielle, on serait obligé de prélever l'eau du Draâ en amont de Zagora pour alimenter successivement toutes les palmeraies jusqu'à Mhamid sur le trajet très accidenté de 90 km, pour seulement 60 l/s. Il n'est pas besoin de signaler qu'une telle adduction aurait un coût très élevé.

- b) Alimentation de chaque palmeraie par adduction locale d'eau superficielle afin d'éviter les passages successifs des verrous. Cette solution peut être envisagée si l'on recourt au barrage d'El Mansour Addahbi sur le Draâ en amont des palmeraies, le barrage étant conçu pour stocker en partie les eaux de crue pour les restituer au moment des étiages et soutenir ainsi le débit du Draâ.

Si l'on opte pour cette solution, il est indispensable d'examiner si la salinité du Draâ en étiage est compatible avec l'alimentation en eau.

c) La troisième solution avancée consiste dans le dessalement des eaux de la nappe. A cet effet, l'évaluation du coût des projets envisagés est déterminante.

6.5 Tarfaya et Ifni sont les seules régions pour lesquelles l'étude n'envisage comme solution que le Dessalement.

CAS PARTICULIER DE TARFAYA ET D'IFNI

7. Cas d'Ifni

7.1 Ifni est située au Sud-Ouest du Maroc dans le bassin de l'Anti-Atlas occidental qui s'étend sur 23.000 km². La région a une pluviosité faible mais très variable (de moins de 100 mm/an à plus de 300 mm/an).

La population de l'agglomération d'Ifni a été estimée en 1970 à 24.000 habitants.

7.2 On a évalué les besoins de la ville pour l'an 2000 à 40 l/s. Les ressources disponibles ne sont que de 14 l/s captés par pompage dans le sous-écoulement souterrain de la vallée de l'Oued Ifni. Des études de recherches ont montré que les captages pourraient être étendus jusqu'à 20 l/s au maximum. Aucune autre ressource exploitable n'existe à moins d'équipements très importants (barrages d'accumulation).

7.3 L'analyse de l'eau consommée à Ifni a donné les résultats suivants :

Résidu sec	:	1,89 g/l
Na ⁺	:	400 mg/l
Ca ⁺⁺	:	110 " "
Mg ⁺⁺	:	67 " "
Cl ⁻	:	745 " "
NO ₃ ⁻	:	13 " "
HCO ₃ ⁻	:	275 " "
SO ₄ ²⁻	:	134 " "

Eléments toxiques ou indésirables :

- l'arsenic est présent à l'état de traces
- les fluorures existent à la teneur de 0,45 mg/l

7.4 Le cas d'Ifni nécessite des études ayant pour objet d'une part, de dresser un bilan des ressources de l'Anti-Atlas, bassin très défavorisé dont les ressources souterraines sont très faibles eu égard aux besoins et d'autre part, d'étudier les sites de retenues possibles. Néanmoins, on peut envisager :

- a) des adductions depuis la bordure de la plaine du Sous-Massa (Souk el Arba des Ait Baha),
- b) des retenues collinaires pour les régions intérieures
- c) le dessalement de l'eau de mer pour la région côtière d'Ifni, à moins d'une alimentation depuis le bassin du Massa dans la région de Tiznit.

8. Cas de Tarfaya

8.1 La province de Tarfaya s'étend sur 32.000 km² au Sud-Ouest du Maroc. La population rurale est estimée à environ 20.000 habitants ; Tarfaya compte à peu près 6.000 habitants. La région se présente en un immense plateau orienté Sud-Ouest - Nord-Est. Les structures sont d'origine hercynienne. Les terrains affleurant sont primaires (calcaires et schistes), érétaqués (grès, marnes et calcaires), néogènes (marnes) et quaternaires (dunes).

Le climat est tempéré en bordure de la côte par l'influence de l'alizé et aride à l'intérieur. La température moyenne est de 17°C à Tarfaya et de 25°C à l'intérieur. La pluviosité est très faible et mal connue. Aucun oued pérenne n'existe dans la province.

8.2 L'hydrogéologie de la province est mal connue. On sait cependant qu'il existe :

- une nappe dans les calcaires viséens du Jbel Ouarkziz qui tend à se mettre en charge vers le sud à cause du pendage des calcaires,
- des petites nappes phréatiques locales dans la dépression de la Betana, au Sud du Jbel Ouarkziz et dans le massif primaire du Jbel Zini,
- une nappe étendue dans les grès calcaires plio-villafranchiens dans le plateau côtier autour de Tarfaya, d'un débit très faible (10 l/s).
- une nappe alluvionnaire autour de Tan-Tan dans des limons sableux de mauvaise transmissivité, d'un débit total exploitable de l'ordre de 20 à 25 l/s.

.../...

Les besoins ont été chiffrés à 40 l/s dont 20 l/s pour Tan-Tan et Tarfaya. L'eau de consommation de Tarfaya a été estimée à 1 l/s en 1985 et 2 l/s en 2000.

On peut considérer par conséquent que les ressources sont relativement suffisantes sauf aux environs de Tarfaya.

2.3 Cependant, les eaux de la province de Tarfaya sont des eaux saumâtres pour la plupart et la population est contrainte de les consommer telles quelles. Il existe certes quelques lentilles d'eau douce par endroits*, mais la grande majorité des eaux est saumâtre à plus de 2 g/l de résidu sec. C'est ainsi que les eaux de la nappe du plateau de Tarfaya sont saumâtres même là où les circulations sont les plus rapides (minimum 2,3 g/l).

L'analyse de la composition chimique de l'eau disponible a donné les résultats suivants :

a) pour le forage d'alimentation de la ville de Tarfaya :

(en mg/l)

NUMEROS	DATE	RS à 120°C	Ca	Mg	Na	Cl	SO ₄	HCO ₃
3/I09	I/1967	3.940	144	136	1.185	2.112	259	268
16/I09	I/1967	4.050	136	122	1.175	2.130	307	214

b) pour les eaux du forage alimentant Tan-Tan :

Résidu sec	:	0,97 g/l
Mg ⁺⁺	:	21,4 mg/l
HCO ₃ ⁻	:	177 " "
Na ⁺	:	200 " "
Cl ⁻	:	298 " "
SO ₄ ⁻⁻	:	100 " "
Ca ⁺⁺	:	63 " "
NO ₃ ⁻	:	29, "

Éléments toxiques ou indésirables : (eaux de Tan-Tan)

- le sélénium est présent à l'état de traces (1,6 gamma/litre)

* Plaine alluviale de Tan-Tan (1,5g/l) -Puits de Boukcheilia dans le plateau côtier (0,8 g/l) -Eaux des calcaires viséens par endroits dans le Jbel Ouarkziz (résidu sec minimum 0,65 g/l) -Eaux de la Betana (minimum 1 g/l).

.../...

- l'arsenic est présent à raison de 18 gamma/litre)

- les fluorures: 0,31 mg/l.

8.4 Comme pour le cas d'Ifni, des études sont nécessaires pour déterminer surtout aux environs de Tarfaya, les débits d'eau douce disponible et rechercher une solution pour l'alimentation en eau potable de la province. Il faut signaler qu'une petite usine de dessalement de l'eau par électrodialyse a fonctionné entre 1960 et 1965, mais elle est hors d'usage à l'heure actuelle probablement à cause d'une détérioration des membranes.

Avec la présence d'eaux saumâtres en quantités considérables dans la région, on peut se demander si la remise en marche de la petite usine fonctionnant par électrodialyse, ne serait pas la solution la meilleure pour l'alimentation en eau potable de la ville de Tarfaya.

II-) N N E X E

TABLEAU RECAPITULATIF SUR LES CARACTERISTIQUES
PRINCIPALES DE LA DESSERTE EN EAU POTABLE DE
7 GRANDES VILLES ET DE 23 VILLES MOYENNES SUR 20
(M A R O C)

VILLE	POPULATION	BESOINS	RESSOURCES ETIAGE	STOCKAGE	sup Des	DEFICIENCES ET OBSERVATIONS
		heb. Qm en l/e	l/s	m ³		
F E S	70 310.000 2000 900.000	770 540 2000 2.300	2 Forages : 220 3 Sources : 430	31.300	160%	Mauvais état réseaux villes anciennes
MARRAKECH	70 315.000 2000 850.000	70 490 2000 2.150	5 puits et : 240 forages Sources : 230	50.000		Insuffisance des ressources en eau ; difficile des nouvelles ressources
MEKNES	70 250.000 2000 750.000	70 510 2000 1.500	2 Sources : 460	24.000	75%	Ressources insuffisantes - Réseau distribution en mauvais état
OUJDA	70 185.000 2000 500.000	70 320 2000 1.200	Forages et Sources : 420	16.500	100%	Mauvais état du réseau - Compartage

E T U D E S

R E A L I S A T I O N S

En cours: constructions réservoirs 2500 m³
 Projets: accroissem. ressources de 650
 A 960l/s - rénovation réseaux villes anc.

optimisation
 à prévoir.

Inscrites au Plan : études des barrages
 sur les Oued N'FIS et LAKHDAR ;
 existante : étude de l'alim. en eau d.vill.
 Existante : étude préliminaire du réseau
 En cours : étude d'une nou-
 velle adduct. de 300 l/s

En cours : raccord. 3e forage de l'Oued
 ISSIL (+ 30 l/s)
 Projet : accroissem. du stock. (+ 11 000 m³)
 prévu pour 1971
 En cours : rénovation de l'adduction de
 AIN KHARBOUA

et à restruc-
 turer

Archevêque : étude générale de l'approvi-
 sionnement en eau (1959)

En cours : accroissement des ressources
 de 420 à 530 l/s

Insuffisant

S A F I	70	125.000	70	95	2 S urcus : 40	60%	Nouveaux pontons a luecti n : environ Extensi n insuffisante Réseau
TANGER	70	190.000	70	210	10 Forages : 165 rechargés par Joe? M'BARBAR	100%	Ressources en eau insuffisantes, d' à tion de nappe CHARF EL AKAB avec risque Franchissement Oued MARTIL par arande Ressource decet de l'adduction et probablement réseau - Bilan hydrologique de l'Oued
TETOUAN	70	125.000	70	230	Source : 50 eau superf. : 60 600	100%	Optimisation difficile et incertaine des en eau - 10 l/s sur les 160 captées st Structure du réseau mal adaptée aux nouv.
AGADIR	70	50.000	70	95	Forages : 160	100%	
AHFIR	2000	170.000	2000	490			
AHFIR	70	15.000	70	10	Source 10 à 15 en étiage	10%	Eau légèrement saumâtre - Ressources assez justes en étiage
AL HOCEIMA	2000	50.000	2000	105			
AL HOCEIMA	70	13.000	70	20	2 puits et	30%	Conduite adduction insuffisante à court
AL HOCEIMA	2000	40.000	2000	115	2 Forages : 55		
A Z R C U	70	23.000	70	21	Source : 10		
A Z R C U	2000	70.000	2000	145	Puits : 15	70%	Ressources insuffisamment explorées
BNY REJAL	70	55.000	70	45	Source : 60		
BNY REJAL	2000	190.000	2000	420		50%	Qualité eau en hiver : réservoir insuffi extension insuffisante du réseau
BERKANE	70	40.000	70	29	Forage : 53	50%	Ressources et adduction insuffisantes extension réseau insuffisante
BERKANE	2000	140.000	2000	310			
BERRECHID	70	25.000	70	9	Puits : 20		Bidonvilles : 7000 H avec 2 B.P et 2puits rnavais état général réseau Alimente également MOUSSEUR et BOUSKOURA
BERRECHID	2000	75.000	2000	185			
BOUJAD	70	16.000	70	4	Eau superf. captée par galerie drai - nante : 3 (moyen7)		Ressources insuffisantes limitant extension du réseau
BOUJAD	2000	45.000	2000	95			

Superficie desservie

<p>637</p> <p>sur exploitation d'invasion d'eau</p>	<p>Existante : étude générale de l'alimentation et distribution d'eau (1963)</p>	<p>En cours : captage et traitement de nouvelles ressources (75 l/s d'eau superf.) et extension du réseau</p>
<p>eau traitée - du NAKIA</p> <p>ressources léger, saumâtre extensions</p>	<p>Existantes : étude générale de l'alimentation en eau potable (1967-69) et études sectorielles détaillées de distribution. (1965/69)</p> <p>Existante : étude générale de l'alimentation en eau ; en cours : étude hydrologique du bassin de l'oued NAKIA</p> <p>Ancienne : étude du réseau</p> <p>Existante : étude des besoins en eau (1969)</p> <p>En cours : étude la nappe du SOUSS</p>	<p>En cours : 20 (000 000) de DH de travaux : - 2 forages ; renouvel. refouler. et distrib. (2,7 km captif. Ø 400 à Ø 800) ; 2 réservoirs (10 000 m³ et 8000 m³)</p> <p>En cours : remise en ordre et rénovation de l'adduction et des réseaux</p> <p>Prévu : adduction Sud (plusieurs forages au Sud d'ACADIR, d'un débit total de 300 l/s)</p> <p>Prévu : changement des Groupes de refoulement (2 x 20 l/s)</p>
<p>terme</p>	<p>Ancienne : étude du réseau et de son extension. Existants : avant-projet d'aduct. et de renforcement du réseau</p> <p>Ancienne : étude générale de l'approvisionnement en eau</p> <p>Existante : étude générale des besoins et l'approvis. en eau (1966)</p> <p>En cours : étude du réseau (1964) et de l'adduction (1967)</p>	<p>En cours : rénovation et extension du réseau</p> <p>En cours : extension du réseau ; aduct. d'eau superf. avec traitem. complet ; construction d'1 réservoir de 2000 m³</p>
<p>sant :</p>	<p>En cours : étude amélioration de la distribution d'eau</p>	<p>Prévu : renforcement des ressources par puits ou captage de sources.</p>

VILLE	POPULATION	BASSINS	RESSOURCES ENTRÉE l/s	STOCK m ³	CAP ress	DIAGNOSTIC EN RÉSERVATION
ISSAQUIR:	70 hab.	70	49	20.000	100%	Ressources très insuffisantes et mauvaises (eau incrustant & froid) stoppant développement Réseau très entarté à renouveler
BOUR SALLA:	70	70	11	100	70%	Réseau remis à neuf mais extension insuffisante
KASSA INDIA	2000	2000	115	1.000		
MEHERRA	70	70	30	725	70%	Source non protégée - stérilisation hors ressources insuffisantes en été. Mauvais réservoirs et réseau. extension insuffisante

E T H D L S

R E G I S T R A T I O N

qualité
ville

Existante : étude générale de
l'approvisionnement en eau (1968)

Prévu : captage de ressources supplémen-
taires (23 l/s d'eau de même qualité)

Existante : étude de l'alimentation et
de la distributio. d'eau

Prévue : extension du réseau

Ancienne : étude du réseau (1956)

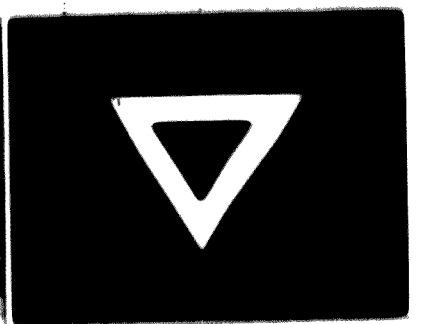
Ancienne:étude du ruseau (1956)

d'usage.
état

Ancienne : étude du réseau (1954)
En cours : étude du captage de nouvelles
ressources

En cours . Renouvellement partiel et ex-
tension du réseau

KSAI EL BIRIP	70	40.000	70	70	Source : 30	6.000	30%	Captage en adduction mal protégés ; suffisantes à court terme ; adduction vieille limitant débit . réseau en mauvais état
LARAUTE	70	37.000	70	75	eau superf.:12 Source : 33	12.000		Risque pollution sur amén. 600, trait eau superficielle insuffisant ; réseau et insuffisant
OUED-ZE	70	30.000	70	10	3 Forages	100	40%	Insuffisance des ressources limitant réseau
OUZZANE	70	34.000	70	21	Barrage : 13	1.300	70%	Ressources en eau insuffisantes ; nombreuses recherches et étude infru-
SEFROU	70	30.000	70	29	Sources : 45	2.000	70%	conduites secondaires en mauvais état ; difficile quartier Jud . pas de comp
SEFIAT	70	40.000	70	37	Source : 13	3.300	70%	Population 70 comprend 10.000 hab, en AL SEFIAT : protection insuffisante, de 20 à 30 l/s possibles, réseau ancien
SIDI KACEM	70	35.000	70	28	Source : 8 Puits : 20	3.300	80%	Déficience : structure du réseau
SIDI SLIWE	70	20.000	70	22	Puits : 30	100	100%	25.000 hab. en bidonville non alimenté du périmètre urbain . besoins y compris comptés pour 150.000 m ³ /an
SCUY EL ABDA	70	16.000	70	12	Puits : 30	600 (1956) (+125 : an- cien)	100%	Population 70 comprend 11.000 hab. dont bidonville, desservis par fontaines.
TAROUANI	70	21.000	70	10	Puits : 10	200	50%	
TATA	70	50.000	70	86	Source : 25 Eau superf. 48 Forages : 24	2.800	70%	Ressources évaluées compte-tenu des insuffisances des comptages



neuve
ensablée et
Ancienne : étude générale de l'appro-
visionnement en eau (1960)

extension
Existante . étude générale de l'appro-
visionnement en eau (1964)
En cours . Recherches nouv, ressources

ctueuses
En cours . recherche nouvelles res-
sources

alimentation
tage ressources
Prévu . captage d'une source (débit
d'étiage ≈ 10 l/s)

bidonville
6 l/s au lieu
à vérifier
En cours : étude de l'amélioration du
captage d'AI SETTAT

Ancienne : étude du réseau (1953)
En cours : renouvellement partiel du
réseau

en limite
sucrierie
En cours : renouvellement partiel du
réseau, doublement de la liaison ville
réserv, ; renouvel. station de pompage

3.000 en
risque pollution
captage
Existante . étude du réseau (1955) remise
à jour en 1-65
En cours : renouvellement partiel du
réseau

Existante . étude générale de l'approvi-
sionnement en eau (1967)
En cours . rénovation complète de l'ad-
duction et du réseau (3km Ardzate -
clément $\times 100$ à 400) ; construct. 1 Réserv.
12-0-63

droits d'eau
Prévue: amélioration de la prise dans
l'Oued AZZA (non opérationnelle)

C 614
85.01.18