

ECOLE POLYTECHNIQUE DE THIES

PROJET DE FIN D'ETUDES

"DESSALEMENT DE L'EAU DE MER ET/OU DES EAUX SAUMATRES.

ETUDE DE FAISABILITE."

GC.0613

AUTEUR : MOUSTAPHA SENE

GENIE : CIVIL

ANNEE : 1985

DIRECTEUR DE PROJET : JAN DROZDZ

Tout auteur, animé d'un sens social élevé se doit de remercier les membres de sa famille pour la somme des efforts déployés dans ses études, mais aussi pour la construction de l'Edifice à l'image duquel il tient debout. C'est avec joie que je me plie à cette coutume. Je remercie particulièrement ma mère, objet de tout ce que j'ai et de tout ce que je suis, pour son soutien multiforme tout au long de mes études.

## R E M E R C I E M E N T S

Je suis particulièrement heureux d'avoir à remercier :

- Mon Directeur de projet, Monsieur Jean DROZDZ, pour avoir manifesté son souci de me mettre dans de bonnes conditions de travail. Si un bras s'est circonstancielllement allongé devant les documents combien introuvables et relatifs au projet, c'est bien le sien.
- Monsieur Daniel BEDARD, Ingénieur au CERER, pour nous avoir légué documents et points de vue.
- Monsieur Luc HOANG-GIA du CERER, pour avoir contribué à l'octroi de documents venant du Centre d'Etudes Nucléaires de CADARACHE.
- Tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à l'atteinte des objectifs visés par nos multiples initiatives.

Et si ce travail a quelque valeur, il est juste que je réitère mes remerciements à l'endroit de tous ceux qui m'ont permis de le mener à bien.

## S O M M A I R E

L'essentiel de notre projet réside dans l'étude de faisabilité du dessalement de l'eau de mer et/ou des eaux saumâtres, par l'un des procédés connus jusqu'à nos jours.

L'importance du sujet et la variété des paramètres à considérer ont exigé une démarche méthodique. C'est ainsi que, dans le souci de bien cerner les contours de la problématique du dessalement en contexte sénégalais, nous avons scindé notre étude en cinq parties:

- L'eau au Sénégal.
- Le problème du dessalement de l'eau de mer et/ou des eaux saumâtres.
- L'étude technique de divers procédés de dessalement.
- Valeur économique de divers procédés de dessalement.
- Critères de faisabilité et choix du procédé.

Dans ses quatre premières parties, l'étude a été essentiellement bibliographique, avec, en parallèle, une série de démarches auprès des autorités compétentes pour mieux nous imprégner des réalités de l'hydraulique en général, et des problèmes spécifiques au Sénégal en matière d'alimentation en eau potable, en particulier.

Les analyses que nous avons faites des données disponibles montrent l'intérêt que présente le dessalement des eaux saumâtres par rapport à l'eau de mer qu'il revenait en moyenne deux fois plus cher de dessaler.

Le procédé de dessalement par osmose inverse est beaucoup plus intéressant sur le plan de la consommation énergétique, entre autres, et, au terme de l'analyse économique que nous avons menée, il s'avère être le procédé de choix.

Par ailleurs, nous avons engagé les énergies renouvelables dont l'utilisation réduit de moitié le prix de revient du mètre-cube d'eau dessalée par le biais de l'énergie conventionnelle.

Pour de petites agglomérations, l'adoption de petites unités de dessalement est préférable, parce que financièrement plus accessible.

L'état actuel du dessalement par énergies renouvelables est tel que, pour une capacité de production inférieure à  $1\text{m}^3/\text{j}$ , la distillation solaire est le procédé qui convient le mieux, tandis que pour une capacité de production comprise entre 1 et  $100\text{m}^3/\text{j}$ , l'osmose inverse est le procédé le plus approprié pour le dessalement des eaux saumâtres.

Sur la base d'une consommation de 30 L/ht/j, nous avons envisagé de desservir une population de 3000 habitants, ce qui représente une production journalière de  $90\text{m}^3/\text{j}$ .

TABLE DES MATIERES

	Pages
Introduction.....	2
I. L'eau au Sénégal.....	4
I.1. Inventaire des besoins en eau des différentes villes et niveau de la consommation.....	4
I.2. Zones d'eaux saumâtres.....	6
II. Le problème du dessalement de l'eau de mer et /ou des eaux saumâtres.....	6
II.1 - Généralités.....	6
II.1.a - L'eau de mer.....	7
II.1.b - Les eaux saumâtres.....	8
II.2 - Salinités à exiger des eaux dessalées.....	8
A - Usages domestiques.....	9
B - Usages industriels.....	10
C - Irrigation.....	10
II.3 - Bref aperçu sur les divers procédés de dessalement.....	10
III. Etude technique des différents procédés de dessalement.....	11
III.1 - La distillation solaire.....	11
III.1.1 - Généralités.....	11
III.1.2 - Principe de fonctionnement.....	12
III.1.3 - Dispositions techniques relatives aux petits distillateurs.....	14
III.2 - L'osmose inverse.....	16
III.2.1 - Généralités.....	16
III.2.2 - Principe du procédé.....	16
III.3 - L'électrodialyse.....	17
III.3.1 - Généralités.....	17
III.3.2 - Principe de l'électrodialyse.....	17
III.4 - L'échange d'ions.....	18
III.4.1 - Généralités.....	18
III.4.2 - Principe du procédé.....	18
III.5 - La congélation.....	19
III.5.1 - Généralités.....	19
III.5.2 - Méthode du dessalement par congélation.....	19
III.6 - Autres procédés applicables au dessalement.....	20
A. Distillation avec apport artificiel d'énergie...20	
1. - La distillation à simple effet.....	20

.../...

TABLE DES MATIERES (Suite)

2. - La distillation à multiples effets.....	21
3. - La distillation avec vaporisation instantanée par détentes successives.....	21
4. - La distillation à multiples effets avec évaporateurs à longs tubes verticaux(L.T.V.).....	21
5. - La distillation par thermocompression.....	22
B. Autres procédés.....	22
IV. - Valeur économique de divers procédés de dessalement.....	23
IV.1 - Remarque sur les calculs du prix de revient des eaux dessalées.....	23
IV.2 - Quantité d'énergie pratiquement nécessaire pour le fonctionnement d'une installation de dessalement.....	23
IV.2.1 - Revue générale.....	23
IV.2.2 - Cas particulier du dessalement solaire.....	26
IV.3 - Valeur économique de l'osmose inverse.....	27
IV.4 - Valeur économique de l'électrodialyse.....	30
IV.5 - Valeur économique de l'échange d'ions.....	32
IV.6 - Valeur économique de la congélation.....	33
IV.7 - Valeur économique de la distillation solaire.....	35
IV.8 - Valeur économique de la distillation avec vaporisa- tion instantanée en étages multiples avec évapora- teurs à long tubes verticaux.....	36
IV.9 - Valeur économique de la distillation par thermocom- pression.....	38
IV.10 - Récapitulation.....	40
IV.11 - Conclusion quant à l'aspect économique.....	45
V. - Exemples d'utilisation d'énergies renouvelables.....	46
a). - Association osmose inverse-système thermodynamique à capteurs plans.....	46
b). - Association énergie photovoltaïque-osmose inverse.....	47
VI. - Critères de faisabilité.....	47
VI.1 - Identification.....	52
VI.2 - Présélection.....	52
VI.3 - Analyse.....	55
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....	62

A N N E X E S

A N N E X E I : Zones d'eaux saumâtres au Sénégal (Cartes hydro-  
géologiques et hydrochimiques). .....64

A N N E X E II : Les Energies Renouvelables dans le dessalement  
des eaux au Sénégal. ....75

A N N E X E III : \*Limites de potabilité de l'eau pour la consomma-  
tion humaine. (Normes O.M.S.). .....83

\*Analyse de l'eau de forage profond à Djiffère.....84

A N N E X E IV : Etude technique détaillée de l'osmose inverse.....85

\*

\*

\*

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

Assurément, l'eau est une des richesses du globe des plus abondantes et des plus rares. Elle est des plus abondantes car près de quatre vingt dix sept et demi pour cent (97,5%) des ressources naturelles se trouvent sous forme d'eau salée dans les océans et les mers qui couvrent plus des trois quarts de la surface terrestre. La quantité totale, allant des océans aux glaciers, en passant par les mers, les lacs, les fleuves et les eaux souterraines, est estimée à 1.400.000 km<sup>3</sup>, soit 14.10<sup>17</sup> m<sup>3</sup> d'eau (3).

Pourtant, elle est rare et précieuse si l'on en juge par la famine du sahel, par les énormes problèmes du Mexique, par la pénurie généralisée dans les pays industrialisés, bref, par l'influence déterminante de son rôle primordial sur la destinée des hommes. L'eau existe en effet, mais le plus souvent, elle ne répond pas aux exigences des normes de potabilité, ce qui la rend impropre à la consommation humaine.

Avec le rythme actuel de sollicitation des sources d'eau potable, l'enfant qui naît aujourd'hui risque de vivre sa trentaine dans la soif.

Cela est d'autant plus consistant que des experts de l'UNESCO prévoient pour le début du siècle prochain (vers l'an 2015), l'épuisement des ressources d'eau consommable des régions habitées de la Terre.

La vie et le progrès ne se sont jamais arrêtés et appellent sans cesse le renouvellement. Nous sommes donc amenés, si nous voulons préserver l'avenir et permettre à nos fils, mais surtout aux nations jeunes, de continuer le progrès technique, à avoir recours à une politique de l'eau. Cette politique comprend, outre un meilleur usage des sources disponibles, le volet "dessalement des eaux" qui verra le salut de "l'après - 2015".

Il existe en effet des zones où, à défaut d'apports suffisants par les pluies, par les eaux douces de surface ou du sol, l'eau de mer et les eaux saumâtres constituent la seule véritable ressource en eau.

C'est le cas précisément des habitants des régions littorales du Sénégal, qui ne disposent que de réserves d'eaux saumâtres.

Même l'eau des forages profonds du Maestrichtien est souvent saline avec de fortes concentrations en fluorures, qui dépassent largement les normes émises par l'Organisation Mondiale de la Santé.

Il est connu que l'intoxication chronique par le fluor provoque une série de maladies endémiques (fluoroses) qui vont depuis les malformations dentaires à la décalcification des os, et à des troubles nerveux, pouvant même aller jusqu'à la paralysie.

.../...

L'alimentation en eau potable devient donc un problème vital des habitants des régions littorales du Sénégal.

Le seul moyen de diminuer la salinité et de réduire la concentration en fluorures des eaux souterraines est de recourir au traitement de ces eaux par les procédés de déminéralisation.

Mais quel est le prix du dessalement de ces eaux ?

Car il est vrai que des procédés perfectionnés et sûrs existent, mais ils sont relativement coûteux.

Peut-on alors réduire ce coût ?

Les phrases du professeur H.Masson de l'Université de DAKAR(1961) semblent être toujours actuelles:"Les efforts jusqu'ici ont été malheureusement dispersés. Des recherches méthodiques peuvent abaisser le prix de revient. Il est certain que si l'eau des océans pouvait fournir commodément et à bon marché de l'eau douce, l'économie des régions littorales pour le moment désertiques, se trouverait profondément modifiée".

## I . L'EAU AU SENEGAL

### I. 1 - Inventaires des besoins en eau des différentes villes et niveaux de la consommation.

Pour en venir à l'opportunité de considérer le dessalement comme moyen éventuel d'approvisionnement en eau potable des populations, des industries ou de l'agriculture, nous avons jugé nécessaire de prendre connaissance de la position de l'offre par rapport à la demande dans différentes villes du pays. Les données démographiques, en parallèle avec les statistiques de l'heure, nous permettent de nous prononcer sur les estimations et perspectives de l'an 2000. Par ailleurs, il est important de noter que la consommation ne cesse de croître par suite de l'augmentation de la population et de l'élévation du niveau de vie.

La consommation moyenne est de l'ordre de 60 L/j/ht dans les pays en voie de développement, comme le notre, et dépasse 500 L/j/ht dans certains pays occidentaux.

Ces chiffres correspondent à une consommation moyenne, toutes activités confondues. La difficulté majeure rencontrée dans l'évaluation des besoins en eau du pays relève essentiellement du manque de statistiques précises. Toutefois, une étude du B. C. E. O. M. estimait comme suit les besoins domestiques journaliers dans les agglomérations d'outre - mer (3):

- besoins : 2 à 3 litres ;
- Cuisson des aliments : 2 à 4 litres ;
- Propreté corporelle : 20 litres.;
- Nettoyage maison WC : 10 à 20 litres ;
- Lavage du linge : 10 à 14 litres ;

Soit 50 à 60 litres par personne et par jour.

Le Tableau suivant indique les niveaux de consommation de différentes villes.

Tableau 1 : Consommation d'eau de différentes villes (23).

VILLES	Population en 1976 (Hts)	Population en l'an 2000 (Hts)	Consommation en eau mensuelle en 1981 (m3/j)	Consommation en eau journalière en l'an 2000 (m3/j)	Consommation unitaire globale (L/j/ht)
DAKAR	798.792	2.240.000	127.000	315.000	144
RUFISQUE	70.000	200.000	3.600	19.000	52
THIES	117.335	266.000	7.400	23.000	64
ST-LOUIS	88.404	195.000	6.000	14.000	65
LOUGA	<del>152.100</del>	<del>100.595</del>	3.300	6.000	69
KAODACK	106.899	320.000	6.000	27.000	57
ZIGUINCHOR	72.777	160.000	2.400	12.328	33
TAMBA- GOUNDA	34.700	90.480	934	6.970	27
DI OUBEL	50.618	100.000	2.200	6.000	43
TIVACUANE	17.351	34.000	840	2400	48
MBOUR-JOAL	37.663	80.000	4.000	5.280	50

N.B: Dans le tableau 1, l'estimation de la consommation pour l'an 2000 n'a pas tenu compte de l'élévation du niveau de vie.

.../...

## I. 2 : ZONES D'EAUX SAUMATRES

Les eaux de certaines nappes superficielles ou souterraines peuvent être de diverses salinités. Les eaux des lagunes, qui communiquent plus ou moins avec la mer, peuvent présenter diverses salinités, pour la plupart très élevée. On trouve aussi à l'intérieur des terres des lacs d'eau salée, en l'occurrence ceux des régions du fleuve et du Sine-Saloum. Les zones d'eaux saumâtres pour le cas de la nappe maestrichienne, s'étendent principalement sur les régions à l'Ouest, plus particulièrement sur les régions côtières (comme l'illustrent les cartes n°1 à 7 de l'annexe I).

On y note de fortes salinités, dépassant 2g/l dans les régions du fleuve et du Sine-Saloum. On y note également des teneurs en fluor au dessus de 2 mg/l, et dépassant même 5 mg/l dans le Sine-Saloum. Pour le cas de la nappe phréatique, les zones d'eaux saumâtres s'étendent, en plus des régions du fleuve et du Sine-Saloum, jusque dans la région de Thiès. On y trouve dans l'ensemble des salinités allant de 1 à 5 g/l, et même au delà de 5 g/l par endroits. Les cartes n°1 à 7, en annexe I, donne un aperçu plus global de la situation hydrogéologique et hydrochimique des régions du littoral. Des mesures de salinités ont été effectuées récemment sur des échantillons d'eaux saumâtres. Nous présentons en annexe I (pages I.8, I.9 et I.10) les résultats de ces mesures sur la teneur en chlorures. Mais il faut noter que le thème du dessalement interpelle moins la chlorinité que la salinité. Fort heureusement, ces teneurs en chlorures pourront être transformées en salinité selon la formule suivante inspirée du principe de DITMAR :

$$\text{Salinité ( } \text{‰} \text{ )} = 0,03 + 1,805 \text{ teneur en chlorures ( } \text{‰} \text{ )}.$$

Si nous appliquons cette formule au cas particulier de l'eau de mer qui contient environ 19.500 mg/l de chlorure, il vient :

$$\begin{aligned} \text{Salinité ( } \text{‰} \text{ )} &= 0,03 + 1,805 \times 19.500 = 35.198 \text{ mg/l.} \\ &35.000 \text{ mg/l, soit } 35 \text{ g/l.} \end{aligned}$$

## II. LE PROBLEME DU DESSALEMENT DE L'EAU DE MER ET/OU DES EAUX SAUMATRES.

### II. 1 - GENERALITES

Le problème du dessalement concerne essentiellement deux grandes catégories d'eaux :

6

.../...

- l'eau de mer avec une salinité de l'ordre de 35 g/L;
- les eaux saumâtres chlorurées sodiques ou sélénito-magnésiennes avec une salinité généralement inférieure à 10 g/L (mais toutefois supérieure à 0,5 g/L, limite de potabilité).

Ces dernières en général, contiennent proportionnellement d'avantage de sels de magnésie ou de sulfate que l'eau de mer.

II. 1. a - L'EAU DE MER

la composition de l'eau de mer est extraordinairement variée. On y trouve en effet une cinquantaine de corps simples, allant de l'hydrogène, de l'oxygène, du chlore et du sodium, dont les pourcentages pondéraux sont prédominants, au magnésium, au calcium, au potassium, au soufre, au brome, au fer, au phosphore, à l'iode, au cuivre, à l'or, au nickel, au cobalt, au radium, à l'uranium et à beaucoup d'autres corps qui n'existent dans l'eau de mer qu'en quantités infimes.

Mais nous sommes surtout préoccupés par la teneur en sels (un sel n'étant rien d'autre qu'un corps chimique composé d'un radical positif autre que  $H^+$  et d'un radical négatif autre que  $OH^-$ ), en l'occurrence le chlorure de sodium qui est le sel prédominant dans l'eau de mer.

Le tableau suivant présente les teneurs attribuées à certains sels dans l'eau de mer :

SELS	chlorure de sodium	chlorure de magnésium	sulfate de magnésium (**)	sulfate de calcium (**)	sulfate de potassium	carbonate de calcium (*)	bromure de magnésium
teneur (g/L)	27	3,8	1,7	1,3	0,8	0,1	0,08

Tableau 2 : Teneur de différents sels dans l'eau de mer.

(\*) : responsable de la dureté temporaire. Le carbonate de calcium est sous forme de bicarbonate soumis à l'équilibre carbonique.

( \*\* ) : responsable de la dureté permanente. La dureté d'une eau, qui la rend impropre au lavage, est essentiellement due à la présence de ces sels. La dureté temporaire peut être supprimée par ébullition de l'eau, qui fait précipiter le sel sous forme de carbonates.

La dureté permanente ne peut-être

supprimée que par distillation ou autre méthode de dessalement plus sophistiquée. Certains sels, tels les bicarbonates, tendent à s'hydrolyser une fois dissous dans l'eau, leurs ions se combinant avec l'hydrogène libre et les ions hydroxydes dans l'eau pour former des acides et des bases. Leur présence tend donc à donner à l'eau un caractère acide ou basique. D'autres sels par contre, tels les chlorures, les sulfates et les nitrates, ne s'hydrolysent pas. Quand seuls ces sels sont présents, l'eau maintient ses caractéristiques chimiques, mais acquiert un goût salé. Dans quelque échantillon d'eau naturelle que ce soit, la quantité totale en sels est usuellement composée de fractions de ces deux types. La proportion des sels hydrolysés, exprimée en terme de pourcentage du total des sels dissous, est appelée alcalinité et le pourcentage des sels non hydrolysés s'appelle la salinité de l'échantillon. Nous devons comprendre que le dessalement implique la suppression de tous les sels, indépendamment de la manière dont ils apparaissent en solution. Par ailleurs, si les expressions teneur en sels dissous et salinité sont utilisées dans ce qui suit, elles voudront dire la même chose qui fait référence à la quantité totale de sels des deux types.

#### II. 1. b. - LES EAUX SAUMATRES

Une eau saumâtre est strictement définie comme étant une eau de teneur en sels moindre que celle de l'eau de mer. Le terme est usuellement appliqué aux eaux contenant quelque peu plus de 500 mg/L de sels, quantité généralement considérée comme maximum pour une eau destinée à la consommation humaine. Mais les termes saumâtres et douces sont relatifs et la distinction n'est pas rigidement définie.

#### II. 2. - SALINITE A EXIGER DES EAUX DESSALEES

L'eau de mer contient environ 35 g de substances chimiques inorganiques par litre, soit environ 35.000 p.p.m, un p.p.m représentant 1 mg par 1000 grammes d'eau saline. Ce n'est d'ailleurs pas exactement un mg par litre d'eau saline, mais la relative faiblesse de l'écart qui en résulte justifie cette considération. En effet, une eau de mer ayant une salinité de 36 g/L (36.000 p.p.m) à 20°C, a une masse spécifique de 1,025. Dès lors, il est facile de vérifier que cette salinité équivaut à 35.100 p.p.m . Pour être considérée comme potable, l'eau doit satisfaire à un certain nombre de normes.

.../...

WHIPPLE a expérimenté la perception du goût sur 20 personnes. Il a abouti aux seuils de gustation suivants :

- chlorure de sodium	200 à 450 p p m
- chlorure de potassium	350 à 600 "
- chlorure de calcium	150 à 350 "
- chlorure de magnésium	200 à 750 "
- sulfate de calcium	250 à 900 "
- sulfate de magnésium	400 à 600 "

LOCKHART a fait des expériences analogues sur un groupe de dix personnes et a trouvé :

- chlorure de sodium	345 p p m
- chlorure de potassium	650 "
- chlorure de calcium	347 "
- sulfate de magnésium	500 "

Les résultats expérimentaux de WHIPPLE et LOCKHART se recourent. Pour l'eau potable, le maximum désirable est 500 p p m et le maximum absolu 1000 p p m.(3).

#### A - USAGES DOMESTIQUES

On admet jusqu'à une teneur de 0,5 g/l pour les usages domestiques (normes internationales O. M. S. 1965). Un consommateur non accoutumé ne perçoit pas de goût insupportable au dessous de 1500 à 2000 p p m. Au dessus de 2000 p p m (comme c'est le cas de l'eau desservie par certains services publics aux U.S.A.), un traitement de déminéralisation s'impose. Le service américain de la Santé Publique considère qu'une eau potable de bonne qualité ne doit pas contenir plus de 200 p p m et tolère à la rigueur jusqu'à 500 p p m de sels dissous. Face à ces normes, il résulte un drame pour les populations de zones d'eau saumâtre où de grandes salinités ont été notées. Nous prendront l'exemple des populations de Keur Momar SARR. Suite à une forte salinité de l'eau des puits, les gens s'alimentent principalement à partir du Lac de Guiers, sans traitement préalable de l'eau. C'est le cas de bien d'autres villes ou villages, tel Joal et environs, où l'alimentation, essentiellement assurée par des forages, fait défaut à cause du caractère excessivement saumâtre de l'eau.

### B. USAGES INDUSTRIELS

On admet jusqu'à 1 g/L, parfois au delà, pour certains besoins industriels. L'eau destinée à la boisson ne doit pas contenir plus de 250 p p m de chlorures, ni plus de 250 p p m de sulfates et sa salinité ne doit pas excéder 500 p p m. LES chaudières modernes nécessitent une eau très pure exempte de tous les sels. On doit presque toujours opérer un traitement de déminéralisation totale, notamment pour les chaudières fonctionnant sous une pression supérieur à 50 bars. Il est cependant des usages industriels qui ne demandent pas une qualité aussi élevée de l'eau déminéralisée.

### C. IRRIGATION

On conçoit 1 g/L et même au delà pour l'irrigation. Les exigences des cultures sont diverses. D'ailleurs en Israël, des essais ont été effectués pour irriguer certaines cultures avec l'eau de mer ou des eaux dont la salinité avoisine celle de l'eau de mer.

### II.3 - BREF APERCU SUR LES DIVERS PROCÉDES DE DESSALEMENT

Pour parvenir aux exigences de qualité, il y a diverses méthodes utilisables ou susceptibles d'être commercialisées. De façon générale, l'extraction de l'eau douce se fait à partir d'une plus grande quantité d'eau de mer ou d'eau saumâtre, dont la portion restante, plus concentrée qu'initialement, se trouve rejetée sous forme de solution appelée saumure. Qu'il s'agisse donc de dessaler l'eau de mer ou l'eau saumâtre, les sels ne sont donc pas éliminés sous forme de sels secs, mais sont dissous dans cette solution. Selon le procédé appliqué, l'eau est séparée sous forme de vapeur ou bien sous forme liquide ou solide. Dans le procédé de distillation, l'eau douce est obtenue à partir de la condensation de la vapeur. Dans le procédé de congélation, les cristaux de glace formés sont constitués d'eau pure. Cependant, ils nécessitent un lavage car de minces pellicules de saumure adhèrent sur leurs parois. Dans le procédé d'extraction d'eau douce par formation d'hydrates solides, on décompose par la chaleur les cristaux d'hydrates obtenus pour en retirer l'eau pure. Il est également possible d'obtenir l'eau directement sous forme liquide soit par un procédé dit ionique (électrodialyse, électro-absorption ou échange d'ions), soit par extraction au moyen d'un autre solvant liquide qu'il faudra ensuite éliminer, soit par une filtration particulière dénommée osmose inverse.

Dans les procédés ioniques, il est question d'éliminer les ions, c'est à dire les cations ( $\text{Na}^+$  par exemple) et les anions ( $\text{Cl}^-$ ). A cette fin, deux procédés sont pratiquement à l'heure actuelle : l'échange d'ions qui fait intervenir les réactions chimiques particulières à chaque type d'ion, et l'électrodialyse qui est une combinaison de l'électrolyse et de la dialyse. Ce dernier fait intervenir les propriétés électriques des ions et utilise des membranes sélectives qui, tout en étant imperméables à l'eau pure, sont les unes perméables aux anions mais imperméables aux cations, et les autres dotées de la propriété inverse. Dans le procédé de l'osmose inverse, les membranes semi-perméables ont la spécificité, sous l'action d'une pression considérable, de se laisser traverser uniquement par les molécules d'eau pure et empêchent ainsi le passage des ions dissous. Dans l'amalgame des procédés jusqu'ici connus, nous retenons la classification suivante :

- 1) - Les procédés qui font intervenir un changement de phase (distillation, congélation, extraction par formation d'hydrates solides).
- 2) - Les procédés utilisant des membranes faites de feuilles de matière plastique (électrodialyse, osmose inverse, procédé osmo-ionique).
- 3) - Les procédés agissant sur les liaisons chimiques (échange d'ions, extraction par solvants sélectifs).

### III. - ETUDE TECHNIQUE DES DIFFERENTS PROCÉDES DE DESSALEMENT

On ne peut bien appréhender la valeur économique d'un complexe sans avoir au préalable saisi la dynamique et la problématique de chacune de ses composantes et enfin, la problématique d'ensemble du complexe même. C'est dans cet ordre d'idées que nous entendons aborder la question de la faisabilité, en passant par l'étude technique de chacun des procédés que nous envisageons d'étudier.

#### III. 1. - LA DISTILLATION SOLAIRE (A 8).

##### III.1.1 - Généralités :

En s'appuyant sur la théorie de la relativité d'Einstein, Langevin et Perrin ont émis l'idée, il y a plus de soixante (60) ans, que c'est l'énergie de fusion nucléaire qui fournit au soleil sa puissance,

et il est confirmé aujourd'hui que l'énergie H intervient dans le mécanisme du soleil. Celui-ci est donc, comme les étoiles, une gigantesque bombe en perpétuelle explosion. L'énergie solaire est une énergie rayonnante de courte longueur d'onde (0,17 à 4 microns). La valeur moyenne de la constante solaire est de 1,94 calories /cm<sup>2</sup>/minute, soit :

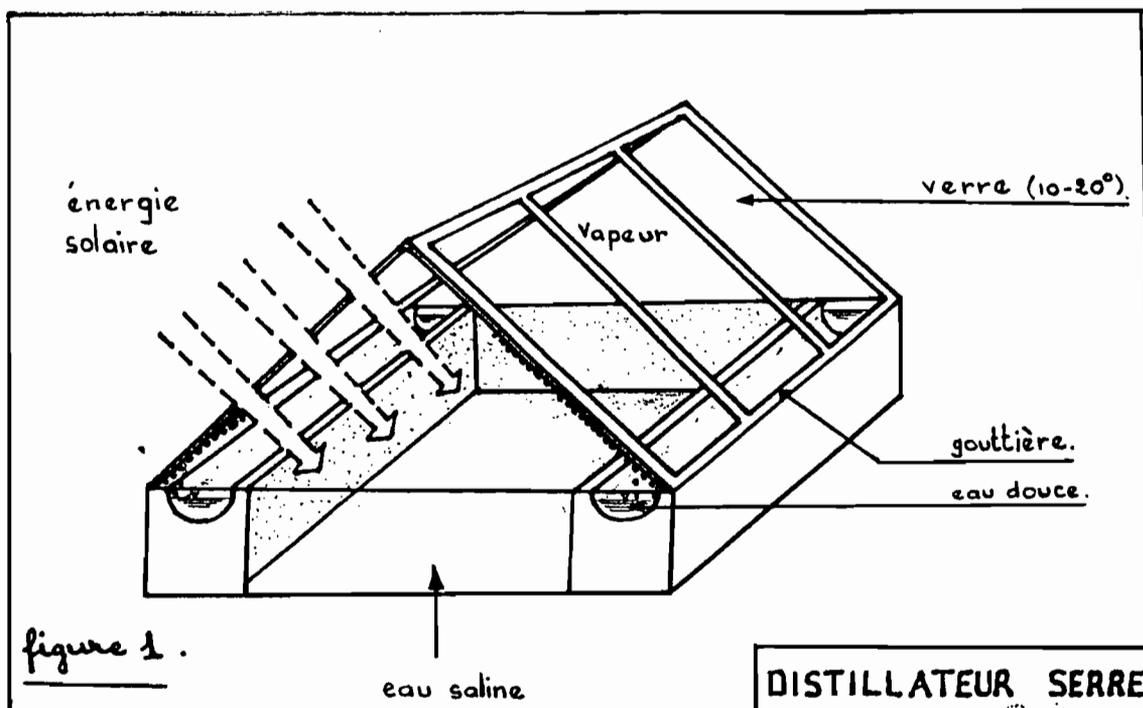
$$\frac{1,94 \times 4,18 \times 10^{-3}}{60 \times 10^{-4}} = 1,35 \text{ kw/m}^2.$$

Mais à la traversée de l'atmosphère, une partie du rayonnement solaire est absorbée par la couche d'air et de vapeur d'eau entourant le globe et se transforme en radiation atmosphérique obscure. Une autre partie est dispersée par les molécules de l'atmosphère et engendre la radiation solaire diffuse. Enfin, le reste de la radiation solaire parvient directement à la surface de la terre : c'est la radiation solaire directe. La radiation solaire globale est l'ensemble de la radiation solaire directe et de la radiation solaire diffusée. En remplaçant le terme radiation par le terme énergie, on est amené à considérer l'énergie globale parvenant au globe sur une surface horizontale (en moyenne 4 à 6,5 kwh/m<sup>2</sup>). Cette énergie varie selon la latitude, la saison, l'heure de la journée, la nébulosité. Le tableau II.4 en annexe II montre les données relatives au potentiel solaire pour la ville de DAKAR. L'énergie parvenant ainsi à la surface du globe entretient l'évaporation des eaux, qui absorbe, par kilogramme d'eau, environ 580 kcal, soit 0,7 kwh.

### III. 1. 2. - PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT

Suite à l'échauffement de l'eau par l'énergie solaire, la vapeur d'eau se dégage et se condense sur la face intérieure du vitrage incliné qui se garnit ainsi de gouttelettes d'eau. Ces dernières glissent ensuite jusqu'au bord inférieur du vitrage, et peuvent être recueillies dans une petite gouttière reliée par un tube à un récipient de stockage. Nous donnons ici l'exemple type du distillateur Serre. (Voir fig. 1.)

.../...



L'énergie rayonnante de faible longueur d'onde traversant le vitrage est absorbée, en grande partie, par l'eau et le fond du bac (nourci dans les appareils modernes). Cette énergie est convertie en énergie thermique et le rayonnement de grande longueur d'onde émis par l'eau et le fond du bac ne peut pas en retour traverser le vitrage. L'eau est échauffée et émet de la vapeur saturante. La paroi intérieure du vitrage, qui est à une température inférieure à celle de l'air du chassis, saturé de vapeur, joue de rôle de condenseur. On a pu améliorer la production unitaire en noircissant le fond des bacs, en incorporant à l'eau une matière colorante plus ou moins foncée, en calorifugeant les chassis. Mais plus la température dans le chassis est élevée, plus y a de risques de pertes d'énergie par rayonnement. Il y a donc lieu d'utiliser des surfaces absorbantes sélectives à faible pouvoir émissif, pour recevoir le rayonnement solaire. Dans une distillation solaire de type verrière, la température de l'eau dépasse rarement 70°C (3).

.../...

l'eau reste colorée en brun noir, ce qui améliore sensiblement son pouvoir d'absorption du rayonnement solaire et réduit, grâce à la couleur, les effets de la précipitation des sels. D'un autre côté, il faut placer à la sortie du distillateur, un filtre potabilisateur, garni de graviers calcaires et de charbon actif granulé, pour éliminer les goûts désagréables (3).

III. 2. - L'OSMOSE INVERSE

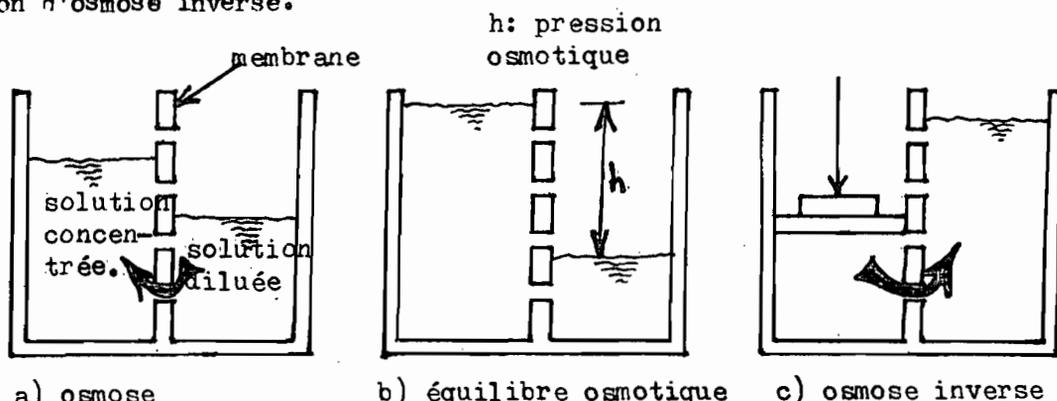
III.2.1. - Généralités :

L'osmose inverse est un procédé intéressant et prometteur. Son application est prévue pour le dessalement aussi bien de l'eau de mer que des eaux saumâtres, pour le traitement des eaux polluées, des eaux usées, et aussi pour la séparation et la concentration des substances en solution. On espère que la mise au point de ce procédé permettra de livrer au commerce des appareils capables d'alimenter en eau une habitation au bord de la mer et ne consommant pas plus d'énergie qu'un réfrigérateur (3).

A grande échelle, on admet que ce procédé <sup>peut</sup> contribuer à l'approvisionnement en eau douce de toute une agglomération, des productions de plusieurs dizaines, centaines, voir milliers de mètres cubes par jour étant réalisables. Une eau douce de 500 p p m a été obtenue à partir de l'eau de mer (35.000 p p m) et une autre de 250 p p m à partir d'une eau saumâtre de 4.500 p p m.

III.2. 2. - PRINCIPE DU PROCEDE

Pour comprendre le principe de l'osmose inverse, il faut d'abord rappeler celui de l'osmose directe : Soit un récipient divisé en deux compartiments par une membrane sélective (semi perméable) (voir figure ci-dessous). L'un contient de l'eau pure, l'autre de l'eau salée. Il s'établit entre les deux parois de la membrane une différence de pression : l'eau pure diffuse alors vers l'eau salée et la dénivellation qui s'établit, après équilibre (osmotique), mesure la pression osmotique qui existe entre les deux parois de la membrane. Si l'on maintient au dessus de l'eau salée une pression supérieure à la pression osmotique, la diffusion a lieu en sens inverse, ce qui a pour effet d'extraire l'eau pure de la solution salée, d'où la notion d'osmose inverse.



a) osmose  
figure 2: osmose inverse

b) équilibre osmotique  
c) osmose inverse  
.../...

### III.1.3 . - DISPOSITIONS TECHNIQUES RELATIVES AU PETITS DISTILLATEURS

Pour la constitution du châssis, les expérimentateurs ont évité l'emploi de parties métalliques pour parer aux effets de la corrosion. Cependant, l'ossature du grand distillateur solaire de l'île de PATMOS, qui est en aluminium, se défend bien contre la corrosion par l'eau de mer. Les chercheurs Américains ont construit des appareils en bois, en contre-plaqué : Mais dans les régions tropicales, ces matériaux ne sont pas indiqués à cause du danger des termites. On peut utiliser de l'amiante-ciment (moulage) pour la fabrication, mais ce matériau est léger et peut se casser au cours d'un transport. Un moulage en polyester apparaît, pour le moment, très coûteux. L'isolation thermique de la cuve est très importante et les constructeurs font appel à divers matériaux pour calofifuger le fond de la cuve. La lame d'eau a généralement deux centimètres (2 cm) d'épaisseur. Il est important de diminuer la surface des vitres, car cela permet d'utiliser du verre simple, de limiter le coût de l'installation et de pouvoir se réapprovisionner facilement car il faut prévoir la casse. La pente de la couverture doit être bien étudiée. Une faible pente procure un meilleur rendement et un prix de revient moins élevé. Elle est aussi avantageuse du point de vue de l'encombrement et de la résistance aux vents violents. Par ailleurs, si l'on distille des eaux très chargées en sels sulfatés et alcalino-terreux, il se forme une nappe de cristaux en surface et un dépôt cristallisé blanc au fond du bac.(17).

De tels dépôts agissent sur le pouvoir absorbant en raison de leur teinte blanche et sur la surface d'évaporation quand la couche du dépôt est continue. Il faut remarquer au contraire que la forte teneur de l'eau de mer en chlorure de sodium augmente très fortement la solubilité des sels alcalino-terreux. Par ailleurs, pour traiter des eaux saumâtres très chargées en sels sulfatés et alcalino-terreux, Monsieur Cyril GOMELA préconise un traitement colorant et désincrustant de l'eau brute, à base de tanin soluble et de noir animal. Dans ce cas,

.../...

### III. 3. - L'ELECTRODIALYSE

#### III.3.1 - Généralités

L'électrodialyse est le procédé à membrane le plus ancien puisque la première installation date des années 1960. Il est particulièrement intéressant pour le traitement des eaux saumâtres, notamment celles dont la salinité ne dépasse pas  $5\text{g/l}$  (5) mais rien ne s'oppose techniquement à ce qu'on l'applique pour le dessalement des eaux beaucoup plus chargées en sels, et même de l'eau de mer, bien que la consommation d'énergie électrique soit alors beaucoup plus grande (3).

#### III. 3. 2. - PRINCIPE DE L'ELECTRODIALYSE

L'électrodialyse est une combinaison de l'électrolyse et de la dialyse.

Rappelons d'abord que dans une cellule d'électrolyse à diaphragme une membrane imperméable et n'exerçant aucune action sélective sur les ions des sels dissous, sépare le compartiment anodique du compartiment cathodique et empêche le mélange des produits de l'électrolyse apparaissant aux électrodes.

Rappelons aussi que la dialyse consiste en un transfert d'un soluté (sel) à travers une membrane imperméable au solvant (eau), sous l'influence d'une différence de concentration du soluté, qui passe du compartiment de plus forte concentration à celui de moins forte concentration.

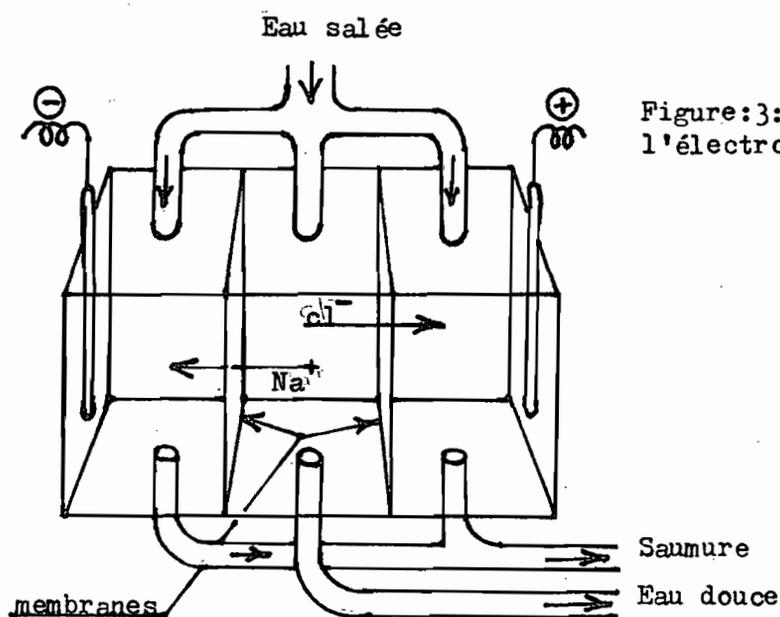
L'électrodialyse d'une solution saline, sous l'influence d'un champ électrique, consiste alors en une migration des ions de cette solution à travers des membranes sélectives.

Le processus d'électrodialyse (voir figure ci-dessous) fait intervenir deux membranes échangeuses d'ions, l'une laissant passer les anions ( $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ , ...), l'autre les cations ( $\text{Na}^+$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ , ...). Les deux membranes délimitent trois compartiments cloisonnés par les membranes anioniques

.../...

et cathodiques. Dans le compartiment de droite plonge l'anode, dans celui de gauche la cathode. Attirés par le champ électrique, les ions  $\text{Na}^+$  tendent à migrer vers la cathode et les ions  $\text{Cl}^-$  vers l'anode.

Dans le compartiment du centre, les ions  $\text{Cl}^-$  rencontrent sur leur passage une membrane anionique qu'ils franchissent ; de même, les ions  $\text{Na}^+$  traversent la membrane cationique et sortent du compartiment où l'eau se déminéralise. Les ions  $\text{Cl}^-$  et  $\text{Na}^+$ , attirés par l'anode et la cathode ne peuvent pénétrer dans le compartiment central car les membranes anioniques et cathodiques, sélectives, leur barrent le chemin.



### III. 4. - L'ECHANGE D'IONS

#### III.4.1 - Généralités ;

Le procédé de dessalement dit par échange d'ions est au point industriellement, mais est applicable seulement pour les eaux saumâtres, exception faite des petits appareils monoblocs de dessalement d'eau de mer). On utilise des résines synthétiques, portant divers noms commerciaux, au contact desquelles une eau saumâtre abandonne ses sels minéraux(3).

#### III.4.2 - PRINCIPE DU PROCEDE

Le phénomène d'échange d'ions se produit quant on met en contact une eau contenant plus au moins de sels avec certaines substances insolubles ayant la propriété d'échanger certains de leurs ions avec les sels de l'eau. L'échange d'ions au moyen des silico-aluminates naturels de sodium

ou de potassium, dénommés zéolithes, est connu depuis longtemps et a reçu de nombreuses applications dès le début de ce siècle pour l'adoucissement de l'eau.

Les produits actuellement employés sont des produits insolubles dénommés échangeurs d'ions, qui sont constitués de résines synthétiques se trouvant sous la forme de grains d'environ 0,3 à 1,5 mm. Si on veut dessaler de l'eau saumâtre pour les besoins domestiques, ou bien pour des besoins industriels nécessitant une déminéralisation totale, un double échange d'ions est nécessaire et l'on emploie pour cela au minimum deux résines échangeuses d'ions : une résine cationique (qui absorbe les cations) et une résine anionique (qui absorbent les anions des sels dissous). Ces résines ont subi chacune un traitement préalable, la résine cationique ayant été baignée dans une solution d'acide fort, et la résine anionique ayant été traitée dans un bain basique. Elles doivent être régénérées après avoir été utilisées un certain temps.

### III. 5. - LA CONGELATION

#### III.5.1 - Généralités

La température de congélation est presque indépendante de la pression. Elle est déterminée par la concentration saline, et varie depuis 0°C pour l'eau pure jusqu'à environ - 2°C, température de début de congélation de l'eau de mer et jusqu'à environ - 4°C pour une concentration double de celle de l'eau de mer (concentration habituelle de la saumure évacuée) (3).

Le dessalement par congélation est basé sur le fait qu'une fraction d'une masse donnée d'eau saline se dérobe à la congélation en s'enrichissant en sels, la partie congelée étant formée d'eau pure.

#### III. 5.2. - METHODE DU DESSALEMENT PAR CONGELATION

Nous nous passons de la congélation naturelle que notre climat ne permet pas, pour aborder la congélation artificielle. La méthode générale est la suivante : Une partie de l'eau salée arrivant dans l'installation est congelée, soit par vaporisation sous vide partiel d'une partie de l'eau, soit par vaporisation d'un réfrigérant tel que le butane, en

.../...

contact direct avec l'eau. La glace obtenue est ensuite fondue. Il sort de l'installation de l'eau douce froide et de la saumure froide.

A la fin du mois de février 1985, les chercheurs des laboratoires de Ichigasaki du Centre de Promotion de l'eau Japonais complétaient leurs cinq ans de recherche, utilisant du gaz naturel liquéfié pour extraire l'eau. Le problème dans l'application du principe est qu'il requiert une grande quantité d'énergie pour congeler l'eau.

Le système du centre japonais a contourné cet obstacle en utilisant du gaz naturel liquéfié à très basse température ( $-161^{\circ}\text{C}$ ).

### III. 6. - AUTRES PROCÉDÉS APPLICABLES AU DESSALEMENT

#### A - Distillation avec apport artificiel d'énergie

##### 1 - La distillation à simple effet (3)

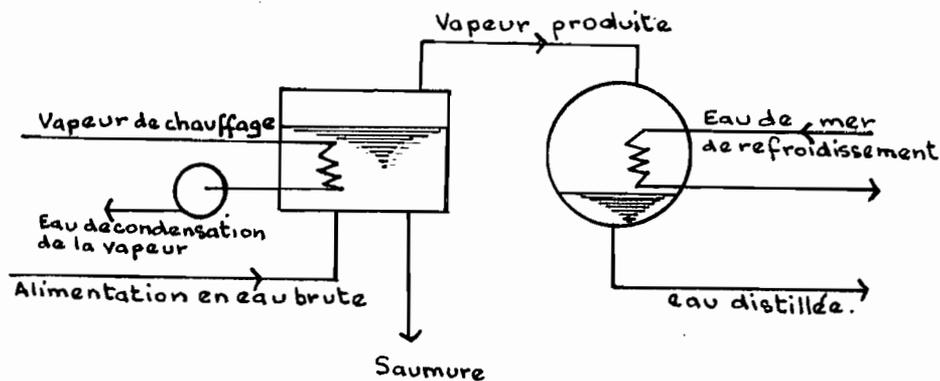


Figure 4: Distillation à simple effet

#### SCHEMA DU PROCÉDÉ DE DISTILLATION A SIMPLE EFFET

La circulation de la vapeur permet de chauffer l'eau salée dans un condensateur. Cette eau s'évapore sous une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique. On peut alors condenser directement la vapeur sortant de l'évaporation, sans récupérer la chaleur de condensation. On peut également envoyer dans un condensateur, la vapeur en vue du préchauffage de l'eau à traiter.

## 2 - LA DISTILLATION A MULTIPLES EFFETS (3)

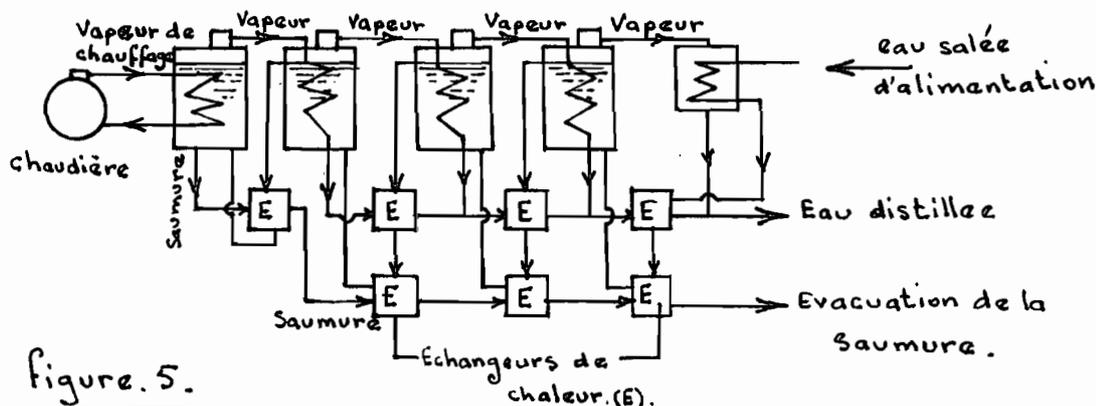


Figure. 5.

Pour augmenter le rendement de l'opération précédente (simple effet), il y a intérêt à récupérer la chaleur libérée par condensation et à l'utiliser comme chaleur d'apport pour une nouvelle distillation. Autrement dit, on recycle ainsi de la chaleur qui, sans cela, serait perdue.

On réalise alors plusieurs effets en cascade. La vapeur produite par un premier évaporateur est condensée dans un second évaporateur, qui donne de la <sup>vapeur</sup> à plus faible pression, et ainsi de suite. Au dernier stade, la chaleur résiduelle est récupérée et utilisée pour le chauffage de l'eau brute à traiter.

### 3 - La distillation avec vaporisation instantanée par détentes successives (ou vaporisation éclair).

Son principe est fondée sur le fait que quand une enceinte, contient de l'eau saline à une certaine température, si la pression dans l'enceinte est abaissée à un point tel que la température de l'eau soit plus élevée que celle à laquelle l'eau et la vapeur sont en équilibre à cette pression il se produit instantanément une vaporisation pour rétablir l'équilibre.

### 4 - La distillation à multiples effets avec évaporateurs à longs tubes verticaux. (ou à film vertical descendant.)

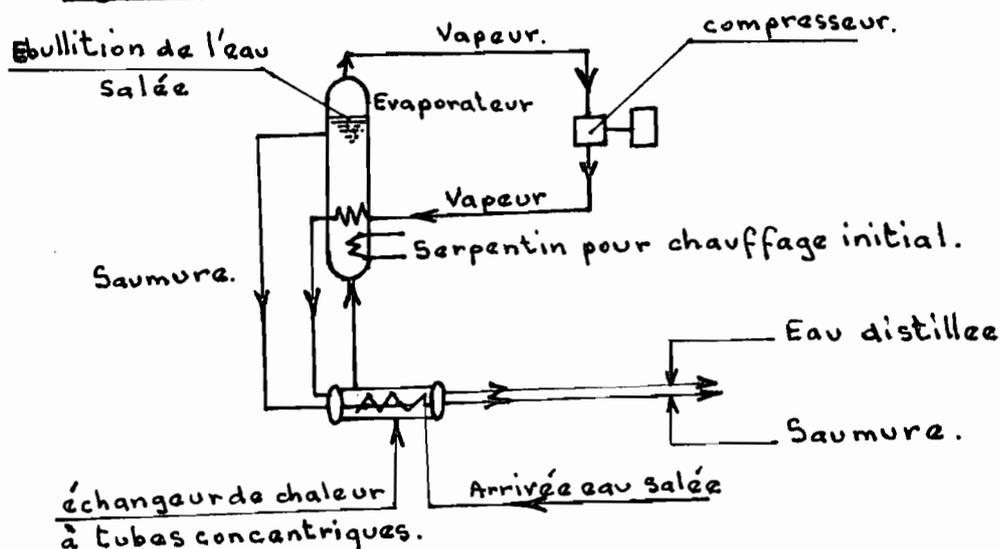
Dans ce procédé, la vapeur de chauffage est envoyée dans un premier évaporateur et arrive autour d'un faisceau tubulaire vertical, dans lequel est introduite par le haut de l'eau de mer préchauffée par l'eau douce produite. Cette eau de mer forme un film sur la paroi intérieure de chaque

.../...

tube et entre en ébullition en descendant dans les tubes. L'eau non évaporée sort de l'évaporateur sous forme de saumure, qui rejoint un autre évaporateur où le même phénomène se produira à pression légèrement plus faible.

5. - La distillation par thermo-compression. (compression de vapeur)

Figure. 6.



Distillation avec compression de vapeur

B - Autres procédés

- 1 - L'extraction par solvants sélectifs ou extraction par formation d'hydrates liquides.
- 2 - L'extraction par formation d'hydrates solides.
- 3 - Le procédé osmo-ionique.
- 4 - L'électro-absorption.
- 5 - La distillation par thermo-osmose.

.../...

#### IV - VALEUR ECONOMIQUE DE DIVERS PROCEDES DE DESSALEMENT

##### IV - 1. Remarque sur les calculs du prix de revient des eaux dessalées.

Les aspects économiques du dessalement sont très complexes. Les spécialistes reconnaissent qu'il est extrêmement difficile d'estimer et de comparer les prix de revient d'eaux dessalées pour les divers procédés. Certains estiment que, même en utilisant les méthodes de calcul normalisé de l' O.S.W. (OFFICE OF SALINE WATER) ci-dessous, on peut obtenir de grands écarts relatifs si l'on ne prend pas de grandes précautions.(3)

##### - METHODE NORMALISEE DE L'O.S.W. POUR L'ESTIMATION DU PRIX

##### DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE

- \* Amortissement du matériel en vingt ans.
- \* Taux d'intérêt de l'argent 3 à 4% (le taux pouvant être moindre s'il s'agit d'un prêt consenti par les pouvoirs publics.).
- \* Prix de l'énergie électrique (en courant alternatif: 0,035 F par KWH).
- \* Rétribution de la main d'oeuvre : 12,50 F/homme.
- \* Charges annuelles d'entretien: 3% du capital initialement investi.
- \* Charges annuelles d'assurances : 1% du capital initialement investi.
- \* Jours de travail effectif par an : 330.

Sur de telles bases, il est possible de calculer le prix de revient du mètre-cube d'eau dessalée pour un procédé donné. Mais il est à noter que le prix de revient réel de l'eau pourra être fort différent du prix de revient estimé en se basant sur une installation témoin que l'on pensait identique.(3)

##### IV . 2. Quantité d'énergie pratiquement nécessaire pour le fonctionnement d'une installation de dessalement.

##### IV ← 2.1 - Revue générale

Tableau 3. a. : ENERGIE DE FONCTIONNEMENT (3)

TYPE D'INSTALLATION DE DESSALEMENT	CONSUMMATION		D'ENERGIE		
	Energie électrique	COMBUSTIBLE	VAPEUR		ENERGIE TOTALE
	Kwh/m <sup>3</sup>	Kcal/m <sup>3</sup>	Kwh/m <sup>3</sup>	Kcal/m <sup>3</sup>	Kwh/m <sup>3</sup>
Distillation à simple effet sans récupération de chaleur		860.000 environ			1000 environ
Distillation avec vaporisation instantanée en étages multiples. Consommation minimum à exemple d'usine produisant 3000 m <sup>3</sup> /j d'eau douce (avec un taux de performance égal à 10).	4  0,8	46.000 à 50.000 63.500	53 à 58 73,7		57 à 62 74,5
Distillation avec évapora- teur à longs tubes verticaux (L.T.V.). - exemple d'instala- tion produisant 3.800 m <sup>3</sup> /j d'eau douce	2,1			55530	64,4 . 66,5
Thermocompression - petit appareils domestiques (env. 1 m <sup>3</sup> /j) a) non rotatifs b) rotatifs exemple de thermocompression produisant 75 m <sup>3</sup> /j - Proposition d'un constructeur américain ? - 15 m <sup>3</sup> /j - 200 m <sup>3</sup> /j - 3800 m <sup>3</sup> /j	75 à 100 25  44 25 21	45.700 moteur Diésel	53		75 à 100 25 53  44 25 21
Congélation directe : a) Procédé Zarchin - 1.800 m <sup>3</sup> /j - 2.300 m <sup>3</sup> /j - 9.100 m <sup>3</sup> /j b) Procédé par absorption de vapeur					11 à 15 9 8 à 9 7 à 8

.../...

Congélation indirecte (a contact direct) à l'iso- butane - 700 m <sup>3</sup> /j					8 à 10
-----					
<b>Electrodialyse</b> a) eau saumâtre - salinité à 1,5 à 1,8 g/l abaissée à 0,3 ou 0,35 g/l	1,6 à 1,7				1,6 à 1,7
- salinité abaissée de 4,5 à 0,3 g/l	5				5
b) eau de la mer - avec abaissement de la salinité à 0,5 g/l et se- lon la capacité de produc- tion	10 à 45				10 à 45
-----					
OSMOSE INVERSE					
-----					
a) Eau saumâtre. - actuellement pour 20 m <sup>3</sup> /j - pression à plus ou moins à 10000 m <sup>3</sup> /j et au delà					5 environ 3 à 5
b) eau de mer. - actuellement pour quelque m <sup>3</sup> /j - pour quelques dizaines de m <sup>3</sup> /j - prévision à plus ou moins long terme : 1000 à 5000 m <sup>3</sup> /j à delà de 5000 m <sup>3</sup> /j.					15 8 7 à 8 5 à 6

IV - 2.2. - Cas particulier de dessalement solaire (1)

a) Schéma énergétique du dessalement

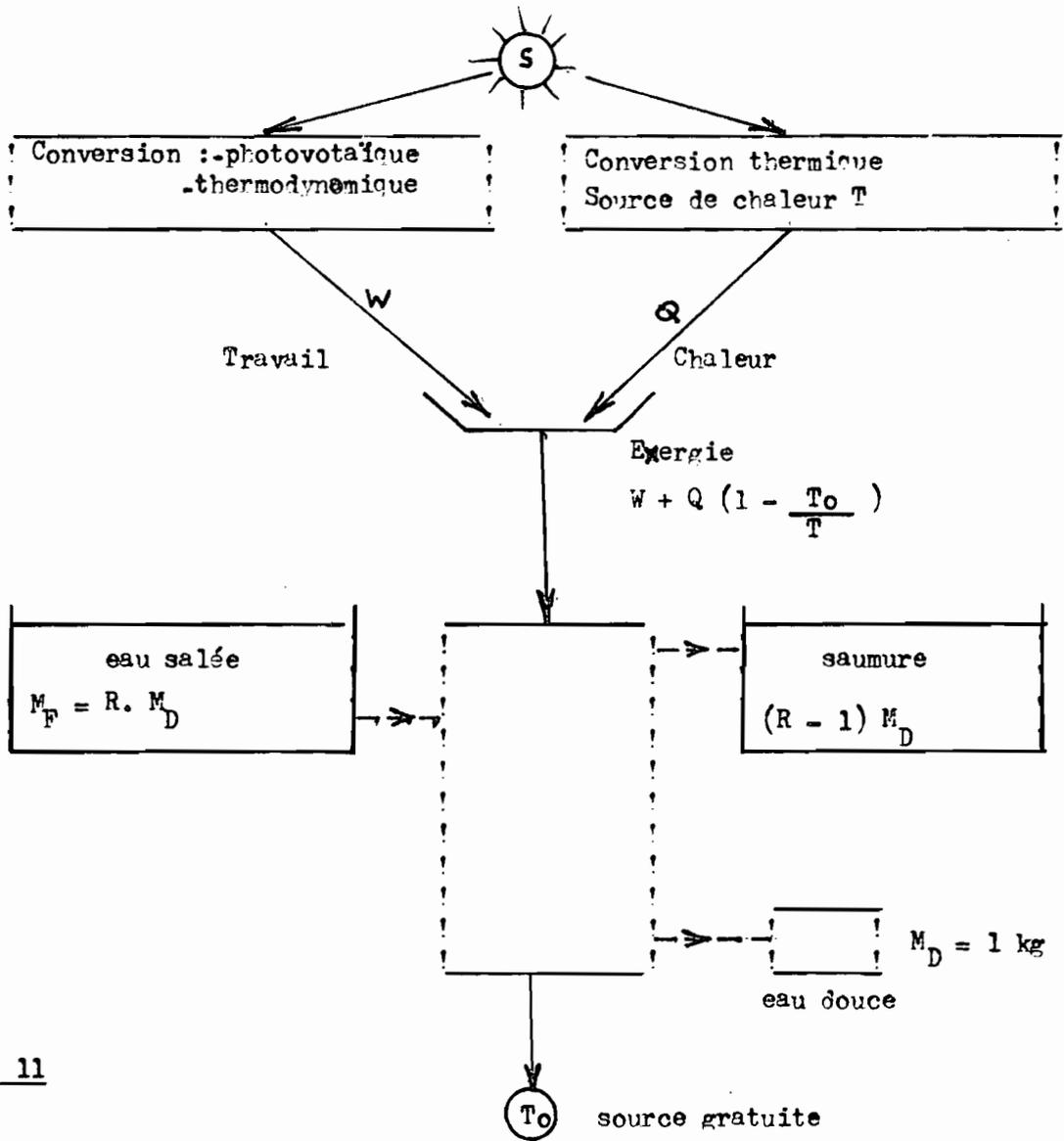


FIGURE 11

b) - Energie nécessaire au dessalement (1) .

Energie de dessalement			
Procédés	Chaleur (KJ/KG)	Travail (KJ/KG)	Exergie (KJ/KG)
Limite thermodynamique :			
• eau de mer (35g/L).....	.....	.....	2,5
• eau saumâtre (5g/L).....	.....	.....	(0,35)
• Distillation solaire à simple effet.....	2400	0	640
• Distillation "flash".....	250	15	82
• Evaporation à multiple effet.....	300	10	90
• Thermocompression.....	0	50	50
• Osmose inverse.....	0	40 (10)	40 (10)
• Electrodialyse.....	0	80 (10)	80 (10)

Tableau 3.b : Energie de dessalement

Il ressort de tout ce qui précède que l'osmose inverse est plus intéressant sur le plan énergétique.

IV - 3. VALEUR ECONOMIQUE DE L'OSMOSE INVERSE

La rentabilité de ce procédé est conditionnée par la mise au point de membranes présentant une bonne perméabilité à l'eau pure, une résistance suffisante aux sollicitations mécaniques et une durée de vie acceptable. L'inconvénient majeur à surmonter est le renouvellement périodique des membranes dont la durée de vie moyenne est, pour le moment de deux à trois ans au maximum. Toutefois, la mise en exploitation d'unités d'osmose inverse de grandes capacités est conditionnée par une longue durée de vie des membranes.

IV . 3. 1. - COUT DES INSTALLATIONS

Le tableau ci-après comporte des chiffres qui indiquent des coûts représentant des valeurs asymptotiques probables dans le cadre des technologies actuelles. (3).

TABLEAU 4 : Coût des installations

Dessalement par osmose inverse	Capacité de production en m <sup>3</sup> /j		
	1000	5000	50.000
1. - Dessalement de l'eau de mer			
- Investissement total en francs.....	1.661.000	7.671.000	55.226.000
- Coût en francs par m <sup>3</sup> /j installé.....	1.660	1.530	1.100
2. - Dessalement d'une eau saumâtre ayant une salinité de 5 g/L			
- Investissement total en francs.....	696.000	2.735.000	18.426.000
- Coût en francs par m <sup>3</sup> /j installé.....	730	570	380

NB: Avec l'inflation toutefois probable, ces coûts peuvent être majorés de 70%.

IV. 3 - 2. PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALEETableau 5: Prix de revient de l'eau dessalée

HYPOTHESES:	Capacité de production en m <sup>3</sup> /j d'eau douce					
	1000		5000		50.000	
	eau de mer	eau saumâtre	eau de mer	eau saumâtre	eau de mer	eau saumâtre
- pression de fonctionnement ( bars ):	70	50	70	50	70	50
- débit des membranes (en L/m <sup>2</sup> /j)	390	1350	390	1350	390	1350
	.../...					

- prix du kwh (en francs F)	0,05	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03
- rendement du pompage	0,75	0,75	0,80	0,80	0,85	0,85
- rendement de la Turbine de récupération	0,60	0,60	0,70	0,70	0,80	0,80
- coefficient de partage de flux	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
- coefficient de charge de l'installation (en j/an de fonctionnement)	330	330	330	330	330	330
<hr/>						
<u>Charges d'exploitation (en francs F par jour de production)</u>						
- amortissement de l'installation (en 20 ans, avec intérêt 4 %, soit une annuité de 7,4 %)	358	155	1658	612	11921	4127
- Entretien des membranes (remplacement une fois par an).	103	22	513	111	5130	1110
- Autres dépenses d'entretien	23	10	109	39	782	260
- énergie électrique	320	225	1120	800	7200	5200
- Main d'oeuvre d'exploitation et d'entretien	118	54	535	208	3873	1407
- Frais généraux, taxes et assurances	132	58	595	226	4355	1528
- Intérêt au taux de 4 % sur fonds de roulement	8	4	33	14	241	99
<u>TOTAL :</u>	1062	528	4563	2010	33502	13731
Prix de revient de l'eau douce en F/m <sup>3</sup>	1,06	0,53	0,91	0,40	0,67	0,27

Il ressort de ce tableau que le dessalement des eaux saumâtres est de loin plus économique. En effet, le prix d'un mètre cube d'eau de mer dessalée est double de celui d'une eau saumâtre :  $\left(\frac{1,06}{0,53} \approx 2,00\right)$  pour une capacité de production de 1000 m<sup>3</sup>/j

.../...

IV - 4 VALEUR ECONOMIQUE DE L'ELECTRODIALYSEIV - 4.1 - Coût des installations (3)

TABLEAU 6

Capacité de production maximale m <sup>3</sup> /j	Taux de dessalement %		Salinité de l'eau douce obtenue en mg/l		Prix de l'installation converti en francs (F).
	1er cas	2ème cas	avec une salinité d'eau brute de l		
			2 g/l	3 g/l	
38	81	60	400 - 800	600 - 1200	175.000
38	89	68	250 - 650	350 - 1000	218.750
190	77	57	450 - 875	700 - 1300	343.750
380	77	57	450 - 875	700 - 1300	500.000
950	73	53	550 - 950	800 - 1400	875.000
1900	73	53	550 - 950	800 - 1400	1.562.500

\*: Chiffres établis en tenant compte d'une inflation probable de 70 % entre 1964 et 1984.

Pour une capacité de 7 500 m<sup>3</sup>/j, on considèrerait ces dernières années aux Etats Unis que l'investissement nécessaire était le suivant :

TABLEAU 7 : Investissements.

Salinité de l'eau brute	1 g/l	2 g/l	3 g/l
Investissement (Transformé en Francs F)	2.812.500*	5.312.500*	7.812.500*

## IV. 4.1. - Prix de revient des eaux dessalées.

a) eaux saumâtres

avec des installations "IONICS" produisant 1 à 10 m<sup>3</sup>/h, on admettait il y a quelques années aux Etats-Unis les prix suivants.

TABLEAU 8 : Prix de revient.

Salinité de l'eau brute	1 g/l	2 g/l	3 g/l
Prix de revient approximatif (en francs F) du m <sup>3</sup> d'eau dessalée ramenée à une salinité de 500 mg/l	1,75 *	2,5 *	3,75 *

Les prix de revient suivants sont obtenus avec une station d'électrodialyse du système "IONICS", produisant 2470 m<sup>3</sup>/j à partir de l'eau saumâtre de 2.200 mg/L ramenés à 500 mg/L.

TABLEAU 9

ELEMENTS DE PRIX DE REVIENT	Prix de revient (transformé en francs F) de 1 m <sup>3</sup> d'eau dessalée	
	Fonctionnement à 48 % de la capacité totale	Fonctionnement à pleine capacité de production
Amortissement de l'installation	0,249	0,116
Remplacement des membranes (1/5 par an)	0,116	0,055
Remplacement divers	0,050	0,024
Produits chimiques et filtres	0,037	0,037
Energie électrique	0,184	0,181
Main d'oeuvre	0,042	0,021
<b>TOTAL :</b>	0,67 F/m <sup>3</sup> 0,84 *	0,43 F/m <sup>3</sup> 0,54 *

b) - EAU DE MER

TABLEAU 10

Coût de l'installation	Capacité de production	
	2 m <sup>3</sup> /j	0,5 m <sup>3</sup> /j
	2 4 3 7 5 *	1 8 1 2 5 *
Elément de prix de revient	Prix de revient transformé en Francs F) de 1 m <sup>3</sup> d'eau dessalée	
Amortissement de l'installation	3,50	10,68
Intérêt	1,50	4,70
Remplacement des membranes	0,35	0,54
Electricité	1,60	2,45
Entretien	0,40	1,23
<b>TOTAL :</b>	7,35	19,60

HYPOTHESES : Amortissement de l'installation en 8 ans, durée de vie des membranes : 5 ans, taux d'intérêt : 9 % par an, électricité : 0,054 F/kwh.

.../...

#### IV. 5. - VALEUR ECONOMIQUE DE L'ECHANGE D'IONS

##### IV.5.1.- Généralités

Généralement on considère que le dessalement d'une eau saumâtre par échange d'ions à marche discontinue comparé aux autres procédés classiques de dessalement, est très onéreux. Ceci est dû aux volumes importants d'échangeurs d'ions nécessaires et à la forte consommation de produits chimiques coûteux.

Le procédé à marche discontinue n'est applicable pratiquement que pour des eaux saumâtres dont la salinité ne dépasse pas 5 g/L. Mais si l'on veut éviter un prix de revient prohibitif dans bien des cas, il vaut mieux en général ne pas dépasser 1,5 à 2g/L.

Le procédé "continu" représente un progrès important au point de vue économique et a reçu des applications industrielles. Il peut être compétitif, vis-à-vis des autres procédés de dessalement, avec des eaux saumâtres de salinité un peu supérieures à la limite imposée par l'échange d'ions discontinue et pouvant aller jusqu'à 2 à 3 g/L.

##### IV. 5. 2. - COUT DES INSTALLATIONS (3)

Nous prenons l'exemple de l'Institut de Recherches Hydrauliques de BUCAREST, où on a établi le projet d'une station d'échange d'ions d'une capacité de production de 1.900 m<sup>3</sup>/j d'eau déminéralisée à partir d'une eau saumâtre. L'investissement devait être au cours de 1968, d'environ 2 millions de F, soit environ  $\frac{2.000.000 \text{ F}}{1900 \text{ m}^3} = 1.050 \text{ F}$  m<sup>3</sup>/j installé.

##### IV6 5.2. - Prix de revient de l'eau dessalée par échange d'ions

TABEAU 11

ELEMENT	Période 1965- 1966 en FRANCE			Période 1969 - 1970 en FRANCE								
	PRIX DE REVIENT (EN FRANCS F.)											
DE PRIX	Discontinu		Continu	Discontinu		Continu						
DE REVIENT	1g/L	2g/L	3g/L	1g/L	2g/L	3g/L						
- Charge d'amortissement (F/m <sup>3</sup> )	0,40	0,40	0,40	0,25	0,25	0,25	0,40	0,40	0,40	0,25	0,25	0,25

.../...

- Produits chimiques de régénération (F/kg de sel enlevé)	1,20	1,20	1,20	0,75	0,75	0,75	1,20	1,20	1,20	0,75	0,75	0,75
- Autres dépenses												
- Prix de revient de l'eau douce (F/m <sup>3</sup> )	1,60	2,80	4,0	1	1,5	2	2,20	3,80				

Les valeurs de ce tableau sont approximatives.

Si l'on considère le cas particuliers des postes mobiles d'échanges d'ions pouvant rendre des services dans les régions désertiques, au sahara par exemple, l'eau dessalée revenait en 1956 à environ 10 à 13 F/m<sup>3</sup> selon la région.

#### IV.6. - VALEUR ECONOMIQUE DE LA CONGELATION

##### IV.6.1. Coût des installations (3

##### a) Congélation directe

Coût de premier établissement et consommation d'énergie de Cinq usines -types de congélation directe selon le procédé ZARCHINE

TABEAU 12

SPECIFICATION	TYPE 1	TYPE 2	TYPE 3	TYPE 3	TYPE 4
- Capacité totale de production en m <sup>3</sup> /j.....	1.820	1.820	2.280	9.120	9.120
- Nombre d'unités .....	4	4	4	4	4
- Capacité de production de chaque unité (en m <sup>3</sup> /j).....	450	450	575	2.275	2.275
- Nombre de ventilateurs par unité.....	1	1	1	4	4
<u>CIRCUIT PRINCIPAL</u>					
- Rendement du ventilateur .....	35 %	60 %	60 %	60 %	60 %
- Chambre de congélation reliées en	parallèle	Série	Série	Série	Série
<u>CIRCUIT D'ARRIVEE D'EAU DE MER</u>					
- Type de l'échangeur de pré-refroidissement	en plaque	en plaque	en plaque	en plaque	Absorption

.../...

<u>CIRCUIT DE REJET DE CHALEUR</u>					
- Condensation de l'excès de vapeur	Voir N°1	Voir N2	Voir N3	Voir N4	Voir N5
Coût de premier établissement en F par m <sup>3</sup> /j installé	2 300	2 235	1 840	1 250	1 145
Consommation d'énergie en Kwh/m <sup>3</sup> .....	15,2	11,2	9,0	9,0	8,0

N 1 : &A l'intérieur de la chambre de fusion grâce à une unité de réfrigération fonctionnant à l'ammoniaque.

N 2 : A l'intérieur de la chambre de fusion grâce à une unité de réfrigération fonctionnant à l'ammoniaque.

N3 : A l'extérieur de la chambre de fusion au moyen de saumure refroidie avec emploi d'ammoniaque.

N 4 : A l'extérieur de la chambre de fusion au moyen de saumure refroidie avec emploi d'ammoniaque.

N 5 : Directement sur l'évacuation au moyen d'un compresseur à plusieurs étages.

#### b) - Congélation Indirecte

Il y a plusieurs années, HENDRICKSON avançait que, pour une très grande installation de congélation indirecte, avec fluide frigorigène auxiliaire et emploi de surfaces métalliques d'échange de chaleur, le coût de premier établissement par m<sup>3</sup>/j installé serait de 1150 dollars U.S., soit 5750 F anciennement (1\$=250 CFA) devenu 13478 F avec la montée du dollars. Il semble que ce procédé n'est pas encore sorti du stade expérimental.

#### IV. 6. 2. PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALÉE

##### a) Congélation directe

Nous avons peu de renseignements précis sur le prix de revient de l'eau dessalée par congélation en Israël. Cependant, les coûts de premier établissement ci-dessus indiqués peuvent nous permettre de calculer, sinon d'approximer

.../...

le prix de revient de l'eau dessalée, abstraction faite des autres frais d'exploitation (qu'il faudrait y ajouter.).

En 1968, d'après les résultats obtenus à la station pilote de WRIGHTSVILLE - BEACH, appliquant le procédé V F vc (vacuum freezing vapor-compression process), l'Office Of Saline Water estimait qu'avec une usine à unités multiples de chacune 228 m<sup>3</sup>/j, le prix de revient de l'eau douce au Etats-Unis était passé de 1966 à 1967 de 1,80 à 1,18 F/m<sup>3</sup> et que de 1967 à 1968, il était passé de 1,18 F/m<sup>3</sup> à 0,85 F/m<sup>3</sup> (avec un rendement de compresseur égal à 65 %).

b) Congélation indirecte :

On considèrerait il y a plusieurs années qu'avec une très grande installation comportant des surfaces métalliques échangeuses de chaleur, le prix de revient de l'eau dessalée serait de 2,70 F/m<sup>3</sup>, donc très élevé.

IV. 7. - VALEUR ECONOMIQUE DE LA DISTILLATION SOLAIRE

IV. 7. 1 - Coût des installations :

Pour les années 84 - 85, nous prenons la valeur majorante probable de 70 %).

1°) - Petits distillateurs :

Produits en séries artisanales :

. Environ 75 à 150 F/m<sup>2</sup>.

Produits en grandes séries :

. Environ 50 à 100 F/m<sup>2</sup>.

On peut aussi rapporter le coût d'un distillateur au m<sup>3</sup>/j installé, en considérant la production moyenne annuelle. Les coûts sont alors les suivants :

. petits distillateurs produits en séries artisanales :

de 14000 à 36000 F par m<sup>3</sup>/j installé.

. petits distillateurs produits en grandes séries :

de 9000 à 24000 F par m<sup>3</sup>/j installé.

2°) - Distillateurs de grandes superficies :

. Distillateurs "verrière" de plusieurs centaines de m<sup>2</sup> à 10000 m<sup>2</sup> et au delà : 50 à 65 F/m<sup>2</sup>.

.../...

- Distillateur "verrière" à circulation forcée (avant projet de Collins, Grune et THOMSON) d'une superficie de l'ordre de 50.000 m<sup>2</sup>, investissement total : 60 à 100 F/m<sup>2</sup>.

Les coûts des installations, rapportés au m<sup>3</sup>/j installé en considérant la production en moyenne annuelle, sont les suivants :

- Distillateur verrière classique de plusieurs centaines de m<sup>2</sup> à 10000 m<sup>2</sup> et au delà, dans les conditions climatiques des îles grecques et de l'Afrique du nord : de 13 000 à 30 000 F par m<sup>3</sup>/j installé.
- Distillateur verrière à circulation forcée; d'une superficie de l'ordre de 50.000 m<sup>2</sup> : de 8 000 à 15 000 F par m<sup>3</sup>/j installé (prix qui est à revoir).

#### IV. 7. 2 - PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESALÉE (3).

(Valeurs de 1966).

(Pour les années 84 - 85, nous adoptons une majoration probable de 70 % pour les prix ci-après).

##### 1°) - Avec les petits distillateurs :

1,15 à 3 F /m<sup>3</sup> (en supposant gratuite la main d'oeuvre familiale d'exploitation et d'entretien).

##### 2°) - Avec les distillateurs de grandes superficies :

- Distillateur type de "Las Marinas", de 900 m<sup>2</sup> : 3;70 F/m<sup>3</sup> ;
- Distillateur à circulation forcée, de 50.000 m<sup>2</sup> :  
(Avant projet de Grune, Collins et Thomson, avec couverture en vitres) : environ 2,75 F/m<sup>3</sup>.

#### IV. 8 - VALEUR ECONOMIQUE DE LA DISTILLATION AVEC VAPORISATION INSTANTANEE EN ETAGES MULTIPLES AVEC EVAPORATEURS A LONGS TUBES VERTICAUX.

Coût de premier établissement des installations (3).

.../...

TABLEAU 13

Taille des installations	Coûts des installations de distillation par m <sup>3</sup> /j installé
- Petites installations ( 3 800 m <sup>3</sup> /j )	2 200 à 1 400 F
- Installation de 7 500 m <sup>3</sup> /j	1 580 F
- Installations moyennes (50.000 à 200.000 m <sup>3</sup> /j )	1 350 à 1.100 F.
- Grandes installations mixtes projetées (200.000 à 600.000 m <sup>3</sup> /j)	1 100 à 1 000 F.
- Très grandes installations mixtes projetées (600.000 m <sup>3</sup> /j et au delà)	1 000 à 900 F.

Prix à majorer de 70 % probablement, car ils correspondent aux conditions économiques de la période 65 - 67 aux U.S.A.

(NB : Pour les usines mixtes, ces prix ne concernent que les installations de distillations).-

TABLEAU 14

CAPACITE DE PRODUCTION	Prix du matériel de l'installation par m <sup>3</sup> /j installé			Puissance installée nécessaire		
	Pour un coefficient d'efficacité de :			Pour un coefficient d'efficacité de :		
	3,24	4,85	9,70	3,24	4,85	9,70
(m <sup>3</sup> /j)	(F)	(F)	(F)	(Kw)	(Kw)	(Kw)
190	2 640					
380	1 056	1 452	2 508			
950	660	950	1 690	55	70	85
1 900	488	713	1 254	110	140	170
3 800	370	528	924	220	280	340
9 500	234	370	607	550	700	850

Coûts à majorer probablement de 70 %.

.../...

#### IV.8.2 - PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESSALEE (3).

Compte tenu des prévisions de l'Office of Saline Water et de l'Agence Internationale de l'Energie Atomique, on pouvait ces dernières années admettre les chiffres suivants, correspondant aux conditions économiques de la période 1964 - 1967 aux Etats-Unis :

- petites installations (production de l'ordre de 3 800 m<sup>3</sup>/j) : 1,65 à 1,30 F/m<sup>3</sup> ;
- installations de 10.000 m<sup>3</sup>/j (exemple : usine à une seule fin de Key West, en Floride) = 1,20 F/ m<sup>3</sup> en 1967 ;
- installations moyennes de l'ordre de 25.000 à 35 000 m<sup>3</sup>/j = 1 à 0,75 F/m<sup>3</sup> ;
- très grandes installations projetées (600.000 m<sup>3</sup>/j et au delà) = 0,45 à 0,30 F /m<sup>3</sup> (prix considérés en 1968 comme trop optimistes, le prix de revient prévu maintenant avec l'usine du Metropolitan Water District de Californie devant atteindre 0,50 à 0,40 F/m<sup>3</sup>).

#### IV -9 . VALEUR ECONOMIQUE DE LA DISTILLATION PAR THERMOCOMPRESSION

##### IV.9.1. Prix des thermocompresseurs (3).

Ces prix sont à accueillir avec beaucoup de prudence.

Pour la station pilote de Roswell (Nouveau Mexique), dont la capacité de production est de 3.800 m<sup>3</sup>/j, l'investissement total (prix du terrain compris) a été en 1963 de 1,94 dollars par gallon /jour soit 2.550 F pour m<sup>3</sup>/j installé. Aux Etats-Unis, deux constructeurs A et B indiquent les prix ci-dessous qui datent de 1964.

TABLEAU 15

Capacité de production (m <sup>3</sup> /j)	Prix de l'installation (F)	Prix par m <sup>3</sup> /j installé (F)	Consommation d'énergie (Kwh/m <sup>3</sup> )
15	198.000	13.200	44
95	551.000	5.800	26
190	752.000	3.960	25
380	1.003.000	2.640	23
1.600	3.550.000	2.218	22
3.800	6.760.000	1.780	21

Constructeurs A

TABLEAU 16

Capacité de Production	Prix de L'installation	Prix par m <sup>3</sup> /j installé	Consommation d'énergie
(m <sup>3</sup> /j)	(F)	(F)	(Kwh/m <sup>3</sup> )
57	222.000	3.900	Consommation comprise entre 14 et 26 kwh/m <sup>3</sup>
190	627.000	3.300	
380	950.000	2.500	

Constructeur B

NB : Ces prix comprennent uniquement le montage, mais excluent la prise d'eau, la conduite d'aménée, l'achat du terrain, les chaudières etc...

#### IV.9 . 2. - PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESALÉE

Au regard des tableaux qui précèdent, nous voyons que le prix de revient d'une installation de thermocompression demeure élevé. A cela s'ajoute que l'amortissement doit s'opérer sur un temps plus court que pour une installation de distillation de l'un des autres types. Par ailleurs la conduite d'une installation de thermocompression demande du personnel de plus haute qualification et les frais d'entretien sont plus élevés.

A titre d'exemple, le prix de revient de l'eau dessalée serait de 2,5 à 4 F/m<sup>3</sup> avec des thermocompresseurs de quelques m<sup>3</sup>/j à 200 m<sup>3</sup>/j de capacité de production.

.../...

IV . 10 - R E C A P I T U L A T I O N

IV.10. 1. - Récapitulation des investissements par m<sup>3</sup>/j installé

Les prix indiqués ne sont que des ordres de grandeur et correspondent aux conditions économiques de la période 1964 - 1967, aux Etats-Unis, en Europe ou en Israël, selon le cas.).

(Sur la base de 5 F pour 1 dollar U.S.).

TABLEAU 17

Procédé appliqué	Capacité de production en m <sup>3</sup> /j	Prix en F 1 par m <sup>3</sup> /j installé
<u>OSMOSE INVERSE</u>		
a) Dessalement d'eau de mer - prévisions à plus ou moins long terme.....	1.000	Valeurs asymptotiques probables) 1.660
----- -d°-----	5.000	1,530
----- -d°-----	50.000	1.100
b) Dessalement d'eau saumâtre de salinité égale à 5g/l - prévisions à plus ou moins long terme	1.000	(valeurs asymptotiques probables) 730
----- -d°-----	5.000	570
----- -d°-----	50.000	380
Estimation de 1967 l'O.S.W. (dans les conditions des Etats-Unis).....	3.800	750
Distillation solaire en moyenne annuelle		
1°) <u>Petit distillateurs:</u>		
- en séries artisanales	0,004 à 0,005	14000 à 36.000
- en grandes séries..	0,004 à 0,005	9 000 à 24.000
2°) <u>Distillateurs de grandes superficies :</u>		
- distillateurs de plusieurs centaines de m <sup>2</sup> à 10.000 m <sup>2</sup> et au delà	0,4 à 40	13.000 à 30.000

- distillateur "verrière" à la circulation forcée, d'une superficie de l'ordre de 50.000m <sup>2</sup> (quant projet de Gruney Collins et Thompson)	jusqu'à 350	8.500 à 14.000
(1) sur la base de S F pour 1 dollar U S.		
usine de distillation avec vaporisations instantanée en étages multiples, ou avec évaporateurs à longs tubes verticaux	4 000	(AUX ETATS-UNIS) 2.200 à 1.400
(Pour les usines à double fin, les prix ne concernent que les installations de distillation, sans la source de chaleur)	7 500	1 600
	50.000 à 200.000	1.350 à 1.100
	200.000 à 600.000	1.100 à 1.000
	600.000 et au delà	1000 à 900
Usine de distillation d'une centrale nucléaire mixte	80.000	environ 1 100
<u>ELECTRODIALYSE</u>		
(Les prix ci-contre dépendent de la salinité de l'eau brute : Ils ne comprennent ni travaux de génie civil ni équipement de production d'énergie, ni LES conduites, ni les essais à la mise en service ; ils correspondent aux conditions économiques des Etats-Unis)	0,5 à 2	10.000 à 30.000
	10	5000 à 15000
	40	4.000 à 5.000
	200	1.500 à 2.000
	400	1.200 à 1.700
	1.000	800 à 1.300
	2.000	700 à 1.200
	7.500	350 à 900
Electrodialyse à haute température (au stade des recherches)	78.000	800
<u>Echange d'ions.</u>		
Projet de l'institut de Recherches Hydrauliques de BUCAREST	1.900	105,0 (sous certaines réserves)
<u>Congélation</u>		
Congélation directe (Zarchin)	1.800 environ	2.300
prix Israéliens 1967)	2.300	1.840
	9.100	1.150 à 1.250

.../...

<u>THERMOCOMPRESSION</u>		
- Station pilote de Roswell (Nouveau Mexique), investissement global en 1963	3.800	2.550
- Prix des constructeurs américains, sans le montage, ni l'achat du terrain, ni des fondations, ni l'aménée d'eau brute.	5 à 15 50 100 400 1 600 3 800	8 000 à 13 000 7 000 6 000 3 000 2 500 2 000

#### IV.10.2. - RECAPITULATION DES PRIX DE REVIENT DE L'EAU DESALÉE

N. B. : Ces prix sont approximatifs et correspondent aux conditions économiques de la période 1964 - 1968 soit aux Etats-Unis, soit en Europe, selon les cas et certains de ces prix ne sont indiqués que sous réserves.

TABLEAU 18

<u>PROCEDE APPLIQUE</u>	<u>CAPACITE DE PRODUCTION EN m<sup>3</sup>/j</u>	<u>PRIX EN F/m<sup>3</sup></u>
<u>a) OSMOSE INVERSE</u>		
a) dessalement de l'eau de mer - estimation américaine de 1965 (dans les conditions économiques des Etats-Unis)	3 800	1,30 valeurs asymptotiques probables :
o prévisions à plus ou moins long terme (valeur 1966)	1 000	1,10
o -d°-	5 000	0,90
o -d°-	50.000	0,70
b) dessalement d'une eau saumâtre de salinité égale à 5 g/l - estimation américaine de 1965	3.800	0,65
- estimation de 1968 de l'O.S.W.C. (dans les conditions économiques des Etats - Unis)	3.800	0,66 valeurs asymptotiques probables :
o Prévisions à plus ou moins long terme (valeur 1966)	1 000	0,53
o -d°-	5 000	0,40
o -d°-	50.000	0,27

<u>Distillation solaire</u>		Valeur 1966	
1°) Avec petits distillateurs	0,004 à 0,006 (en moy. annuelle)		1,15 à 3,00
2°) AVEC distillateurs de grandes superficies :			
- distillateur verrière classique type de Las-Marinas, de 900 m <sup>2</sup>	3		environ 3,70
- distillateurs verrière à circulation forcée, d'une superficie de l'ordre de 50.000 m <sup>2</sup> (Avant projet de Grune, Collins et Thompson).	jusqu'à 350		environ 2,75 prix restant à contrôler).
<hr/>			
Distillation avec vaporisation instantanée et étage multiples ou avec évaporateurs à longs tubes verticaux (LTV)		sur la base de 5 F pour 1 dollar U S	
a) - Usine ne livrant que de l'eau douce			
- Aux Etats-Unis (valeur 1966)	de l'ordre de 3800		1,65 à 1,30
- supposées implantées en France (valeur 1968)	10.000 à 20.000		2,00 à 1,20
b) Usines à double fin, non nucléaires, produisant leur énergie :			
- aux Etats-Unis (valeur 1966)	10.000 à 15.000		1,30 à 1,20
	25.000 à 35.000		1,00 à 0,75
	200.000		0,70 à 0,55
c) Usines nucléaires à double fin	50.000		0,60
	50.000 à 200.000		0,60 à 0,50
	600.000 et au delà		0,50 à 0,30
<hr/>			
ELECTRODIALYSE (prix basés sur les conditions économiques des Etats-Unis)			
a) dessalement des eaux saumâtres salinité en mg/L			
initiale	finale		
1.000	500	25 à 250	1,40
1.000	"	7 500	0,25
17800	300	750	1,30
2.000	500	25 à 250	2,00
2.000	"	7.500	0,50

.../...

2.200	500	2 500	0,45
3.000	"	25 à 250	3,00
4.000	"	7 500	0,75
15.000	"	200 à 800	3,30
b) dessalement de l'eau de mer		0,5	20,00
électrodialyse à haute température (au stade des recherches).		2	7,50
		78.000	0,53
<u>Echange d'ions</u>			
(eaux saumâtres seulement)			
- avec de petits postes mobiles utilisés en régions arides pour dessaler des eaux de salinité allant jusqu'à 4 ou 5 g/L			8 à 13 (Valeur 1966)
- estimation (en Europe) pour une eau brute titrant 1 à 3 g de sels : échange d'ions continu, avec une production de 1000 m <sup>3</sup> /j		1 000	1 à 2 (Valeur 1966)
<u>Congélation</u>			
Congélation directe (prix basés sur les conditions économiques des Etats-Unis)		230 à 7 500	- En 1967 : environ 1,20 - En 1968 : environ 0,85.
<u>Thermocompression</u>			
Prix basés sur les conditions économiques des Etats - Unis)		Jusqu'à 200	Valeur 1964-1965 2 à 3
		200 à 800	2,6
		3 800	2

#### IV. 11. - CONCLUSION QUANT A L'ASPECT ECONOMIQUE

De l'esquisse que nous avons faite des prix de revient de l'eau dessalée, il ressort que le dessalement des eaux saumâtres est beaucoup plus économique que celui de l'eau de mer tant au point de vue de l'investissement que de celui des frais de fonctionnement.

Le prix du m<sup>3</sup>/j installé dépend essentiellement de la capacité de production et donc de la taille de l'installation qui a une influence déterminante sur le coût de l'investissement initial.

Le prix de revient du mètre - cube d'eau dessalée dépend, entre autres facteurs, du type de procédé, de la capacité de production, et des frais de fonctionnement. A l'avis des chercheurs, la comparaison des différents prix de revient relatifs aux différents procédés n'est pas chose facile. En général, plus la taille de l'installation est grande, plus le prix de revient du mètre -cube d'eau est bas, mais plus les investissements initiaux sont élevés. C'est dire qu'il y a un compromis à rechercher dans cette disparité d'influences antagonistes.

Par ailleurs, la consommation d'énergie pour une production donnée varie selon les procédés.

En matière d'énergie électrique, les procédés d'osmose inverse et d'électrodialyse sont les moins grands consommateurs, et par conséquent les plus intéressants économiquement, car la question du prix se ramène quelquefois à celle de l'énergie.

Dans un contexte sénégalais, un procédé de dessalement devant fonctionner à partir de l'énergie conventionnelle souffrirait énormément de la hausse progressive du coût de cette dernière. Cette considération de l'influence déterminante du coût de l'énergie sur celui du mètre- cube d'eau dessalée nous a fait penser à la nécessité d'un recours aux énergies renouvelables.

Ce recours est d'autant plus salutaire qu'il permet une utilisation gratuite d'une énergie de fonctionnement, une diminution du prix du mètre - cube d'eau dessalée et une alimentation de populations défavorisées par l'hydrogéomorphologie, à partir d'une eau déminéralisée.

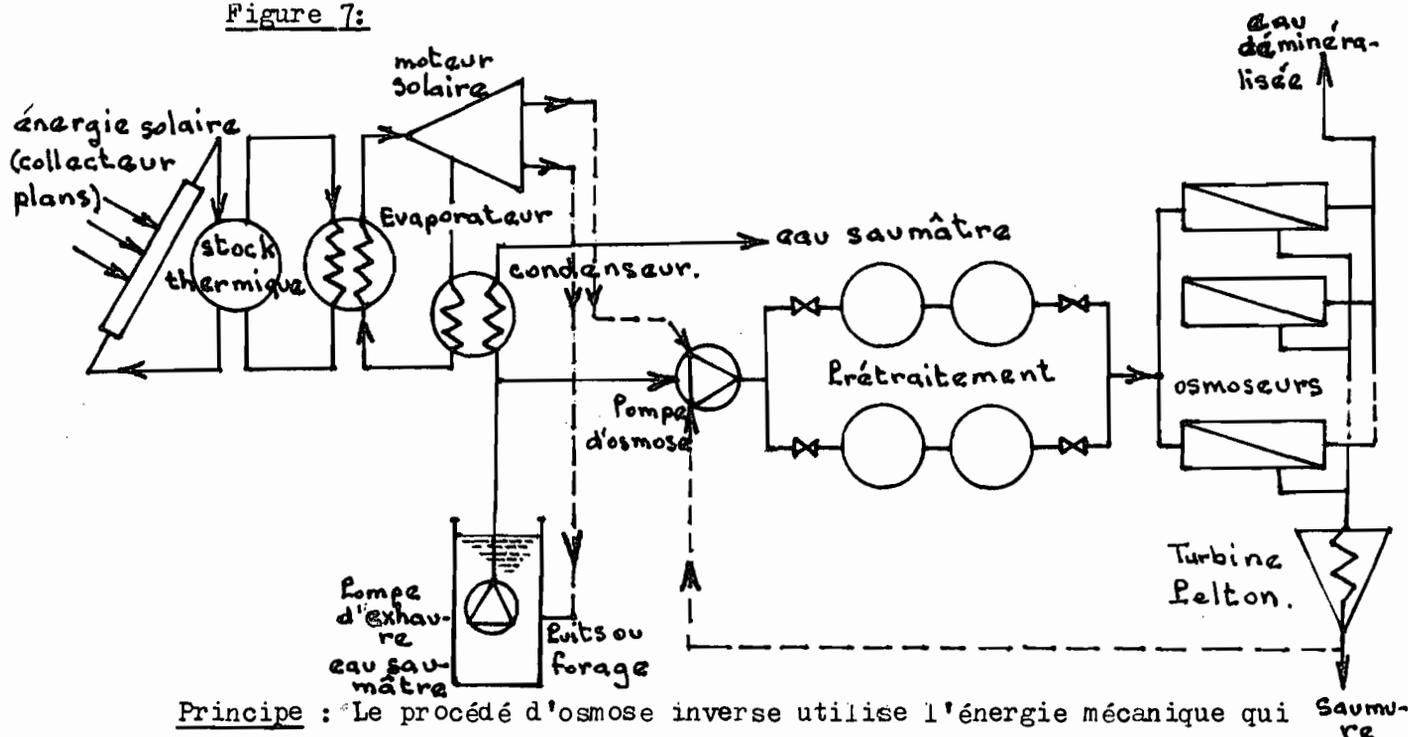
L'étude menée jusqu'ici montre l'intérêt prédominant de l'osmose inverse et de l'électrodialyse sur les autres procédés.

Les analyses menées jusqu'ici démontrent bien ce fait. Nous convenons par conséquent d'opter pour le dessalement par osmose inverse, eu égard à l'intérêt qu'il présente par rapport à l'électrodialyse.

#### V. - EXEMPLE D'UTILISATION D'ÉNERGIES RENOUVELABLES

##### a) Association osmose inverse - système thermodynamique à capteurs plans (9).

Figure 7:



Principe : Le procédé d'osmose inverse utilise l'énergie mécanique qui peut être fournie soit par un générateur photovoltaïque, soit par un moteur solaire de type thermodynamique. Par rapport aux autres procédés, l'osmose inverse présente certains avantages:

- Le procédé est très simple (une pompe haute pression) et il n'y a pas d'auxiliaires consommateurs d'énergie parasites;

- La pression de fonctionnement qui dans le cas des eaux saumâtres est de l'ordre de 30 bars, peut être réduite d'un facteur de deux(2) ou plus, sans poser trop de problèmes. La diminution de la sélectivité des membranes avec la pression peut en effet être rattrapée en diminuant le taux de conversion;

- L'énergie hydraulique du circuit haute pression à la sortie de l'unité d'osmose inverse (rejets) peut être récupérée au moyen d'une turbine Pelton par exemple au lieu d'être perdue dans une vanne de détente comme cela se fait actuellement dans les installations courantes. Ainsi, pour une eau saumâtre à 2,5 g/L, on peut avoir une consommation d'énergie de l'ordre de 1 kWh/m<sup>3</sup> (au lieu de 3 à 5 dans une installation classique).

-b) - Association énergie photovoltaïque - osmose inverse

On peut aussi utiliser l'énergie éolienne par association à un aérogénérateur comme l'indique la figure ci-dessous.(9).

FIGURE 8 . osmose inverse - aérogénérateur.

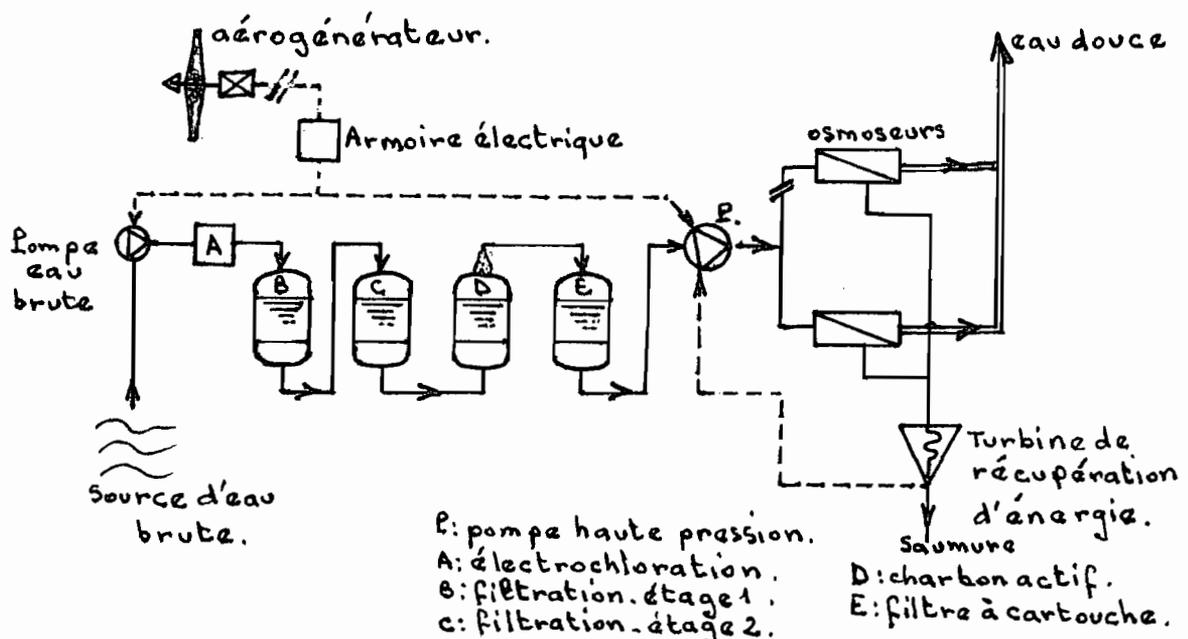


FIGURE 8 : SCHEMA D'UNE UNITE DE DESSALEMENT

VI - CRITERES DE FAISABILITE (13)

METHODOLOGIE

Dans un premier temps, nous chercherons à caractériser et à mieux définir ce qu'est le marché de l'eau au Sénégal. Pour cela, nous mènerons une enquête auprès des grands (Usines, Magasins) etc...) comme des petits (population) consommateurs d'eau, qu'ils la consomment directement ou qu'ils la distribuent. Il nous faudra savoir la consommation

locale d'eau du site d'implantation et de ses environs, mais également la consommation des demandeurs potentiels.

Nous poursuivrons notre investigation du marché par des sondages pour atteindre un plus grand nombre de consommateurs (voir formule de sondage et résultats). Ainsi, nous pourrions estimer le potentiel du marché local. La mesure de ces données ainsi recueillies nous permettra de conduire l'analyse technique de notre projet. A cette nouvelle étape, la question fondamentale à laquelle nous allons répondre est la suivante:

#### LE PROJET EST-IL TECHNIQUEMENT REALISABLE ?

Nous choisirons un site pour le projet. A ce niveau, si l'eau à dessaler est de l'eau saumâtre, le choix portera sur une des zones d'eaux saumâtres indiquées à la section I.2.

Par la suite, nous devons analyser et localiser équipements de production d'eau dessalée. L'étude technique menée au chapitre III est déterminante pour une bonne adaptabilité, entre autres critères, du procédé à utiliser. La part des énergies renouvelables telles qu'illustrées à l'Annexe II est de taille eu égard au profit énergétique que celles-ci procurent par rapport aux autres formes d'énergie.

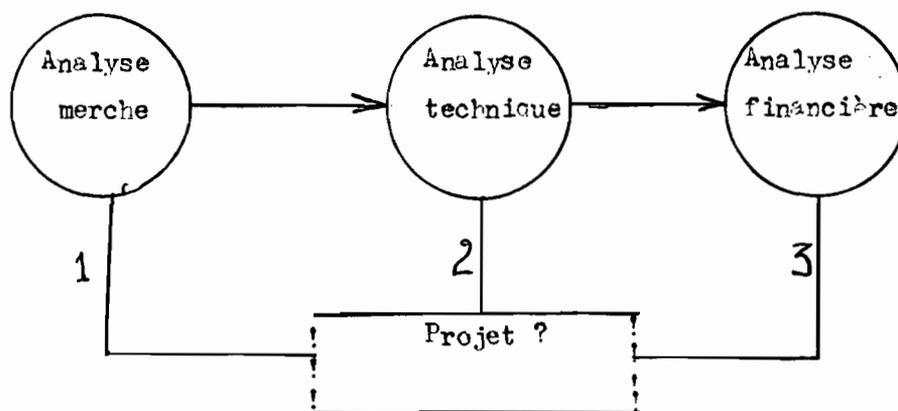
L'alternative qui nous permet de produire à un coût plus bas et une qualité comparable sinon supérieure est retenue.

Finalement, nous ferons l'analyse financière, parce que le projet doit être financièrement rentable pour intéresser les investisseurs potentiels, donc pour être réalisé.

Nous terminerons par une conclusion suivie d'une recommandation de réaliser ou de ne pas réaliser le projet.

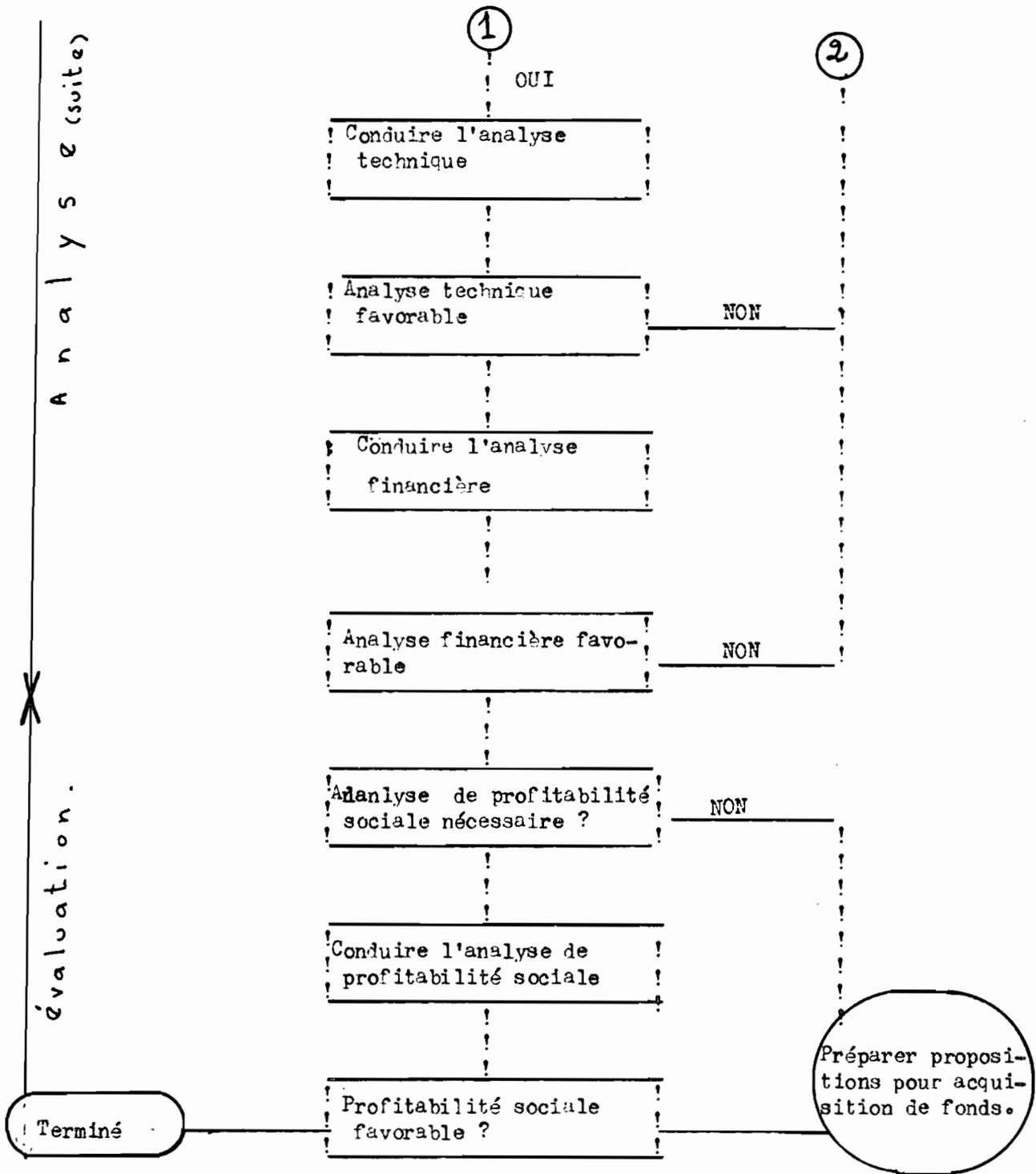
Le schéma se résume donc comme suit :

FIGURE 9 :



A chaque étape 1, 2 ou 3, une conclusion est tirée quant à la nécessité de poursuivre ou d'abandonner le projet. (13)

.../...



De El Hadji KEITA. Adapté de Projet feasibility analysis by D.S. Clifton j.r.

N. B. : Cet organigramme montre la démarche à suivre dans l'étude de faisabilité de tout projet d'investissement, qu'il soit public ou privé, qu'il soit grand ou petit.  
 .../...

### VI. 1 - IDENTIFICATION

Le projet consiste donc à étudier les possibilités qui existent pour l'implantation d'une unité de dessalement d'eaux saumâtres dans un site approprié.

L'objectif de notre étude est de voir comment le projet peut s'insérer dans l'environnement socio-économique du site.

### VI.2. - Frésélection

Les raisons objectives qui nous ont conduit à recourir au dessalement des eaux ont été suffisamment évoquées. Nous ne disposons pas encore au Sénégal de grandes unités de dessalement opérationnelles. Toutefois, les résultats des sondages (dont le formulaire apparaît à l'annexe I), sont favorables au dessalement. La plupart des sondages a été menée dans le secteur de Joal-Fadiouth où la consommation d'eau, essentiellement saumâtre, s'élève à 100m<sup>3</sup>/j pour Joal et 50m<sup>3</sup>/j pour Fadiouth.

En terme de pourcentage, les résultats des sondages se présentent comme suit:

Q U E S T I O N S	REPO N D A N T	
	OUI	NON
No 3: "Avez-vous des problèmes d'approvisionnement en eau ? .....	95	5
No 6: "Pensez-vous avoir des problèmes pareils dans le futur ? .....	90	10
No 7: "Pensez-vous qu'une usine ou unité de dessalement peut s'installer au Sénégal ? .....	100	0
No 8: "Achèteriez-vous l'eau d'une telle usine? ..	100	0

TABLEAU 19: RESULTATS DES SON D A G E S

Le procédé qui a été retenu pour le projet est l'osmose inverse dont une description technique est faite à l'annexe IV.

la matière première est essentiellement l'eau saumâtre d'une des zones mentionnées à la section I.2.

Sur la base de 30 L/ht/j, nous envisageons de desservir une population de 3000 habitants, soit une production impliquée de 90 m<sup>3</sup>/j.

Les investissements requis à l'heure actuelle pour acquérir le matériel nécessaire peuvent être évalués aux environs de 43.000.000 F.CFA tels qu'illustrés dans la prochaine analyse.

En considérant l'engagement d'un opérateur qualifié en plein temps, lequel aura la charge d'exploitation et d'entretien de tout le réseau d'égout et de distribution d'eau, nous avons pu établir que le coût d'exploitation de l'usine, y compris l'achat des produits chimiques, l'électricité et l'entretien mécanique régulier se situerait aux environs de 3.000.000 F.CFA par année (soit une moyenne mensuelle de 273.000 F.CFA.

Ceci équivaut à un tarif de l'eau de :  $\frac{3.000.000}{90 \times 330} = 101 \text{ F.CFA.}$

Ce prix est comparable à tous les prix de revient d'eaux dessalées jusqu'ici connus (voir tableau ci-dessous).

\*2: Sur la base de 486 F.CFA par dollar américain et une inflation de 4% entre 1984 et 1985.

PROCEDES	CAPACITE DE PRODUCTION (m <sup>3</sup> /j)	PRIX EN F.CFA/m <sup>3</sup>
Osmose inverse:		
- eau de mer.....	1000	190
- eau saumâtre.....	"	99
Distillation solaire.....	350	264
Electrodialyse**:		
eau saumâtre ramenée de 3 g/L à 0,5 g/L.....	2.500	142
Echange d'ions.....	1.000	192
Congélation.....	230 à 7.500	115
Thermocompression.....	1.000	230

Tableau 20 : Récapitulation des données de la période économique 1964 - 1968 aux U.S.A. (3).

\*\* : pas encore adapté pour l'eau de mer - ( stade de recherche ).

Il faut noter que le coût d'exploitation indiqué n'inclut pas les frais d'immobilisation d'usine. Ce coût, établi en considérant l'utilisation de l'énergie conventionnelle, serait moindre avec l'utilisation des énergies renouvelables. dans ce dernier cas, nous aurions de l'énergie gratuite avec comme prix de revient du mètre-cube d'eau dessalée:

$$\frac{1.200.000}{90 \times 330} = 40 \text{ F.CFA/m}^3 .$$

Si nous envisageons de vendre le mètre cube d'eau dessalée à 300 F.CFA, nous pourrions escompter un profit brut:

- journalier de :  $(300 - 101) \times 90 = 17.910 \text{ F.CFA.}$
- mensuel de :  $(17.910 \times 30) = 537.300 \text{ F.CFA.}$
- annuel de :  $(17.910 \times 330) = 5.910.300 \text{ F.CFA.}$

Et si nous supposons qu'une telle somme est destinée à 60% au remboursement de dette (43.000.000 F.CFA), nous mettrons une durée égale à:

$$1 \text{ an} \times \frac{43.000.000}{60/100 \times 5.910.300} = 12 \text{ ans ,}$$

pour rembourser intégralement la dette sans nuire au bon fonctionnement de l'usine, ni à la bonne couverture des frais.

On peut d'ors et déjà conclure que le procédé d'osmose inverse présente, sur le plan économique, un intérêt comparable, sinon supérieur aux autres procédés .

Pour ce qui est des problèmes susceptibles de nuire au bon fonctionnement du procédé tel qu'illustré à la figure 12, nous prévoyons les suivants, avec des mesures de palliation appropriées.

PROBLEMES	SOLUTIONS
* Contamination bactériologique	Traitement de désinfection à l'hypochlorite de sodium
* Réduction du PH à l'entrée de l'osmoseur	Injection d'acide sulfurique
* Réduction du fer dissous	Interception du fer à l'entrée des osmoseurs par des micro-filtres remplaçables

Tableau 21: Problèmes - solutions du système de traitement.

N.B: Dans le schéma de dessalement, nous envisageons de mélanger 3/4 de volume d'eau dessalée à 1/4 de volume d'eau brute.

.../...

- . COMMENTAIRE : Les membranes de l'osmoseur sont efficaces à un P H donné. De plus, elles ne supportent pas des contaminations bactériologiques et sont extrêmement sensibles aux concentrations de fer, qui, en trop forte teneur, peuvent colmater les membranes d'osmose, forcer leurs lavages fréquents et finalement diminuer de façon appréciable la durée de vie des membranes, ce qui pourrait être coûteux.(2).

### VI.3. - ANALYSE

Le procédé de fabrication est visualisé sur la figure 12 ci-dessous.

N.B. : Le schéma du procédé est tel qu'il soit possible d'ajouter une certaine quantité d'eau brute à une autre quantité d'eau déminéralisée pour obtenir, dans une gamme toutefois économique, une eau propre à la consommation.(2).

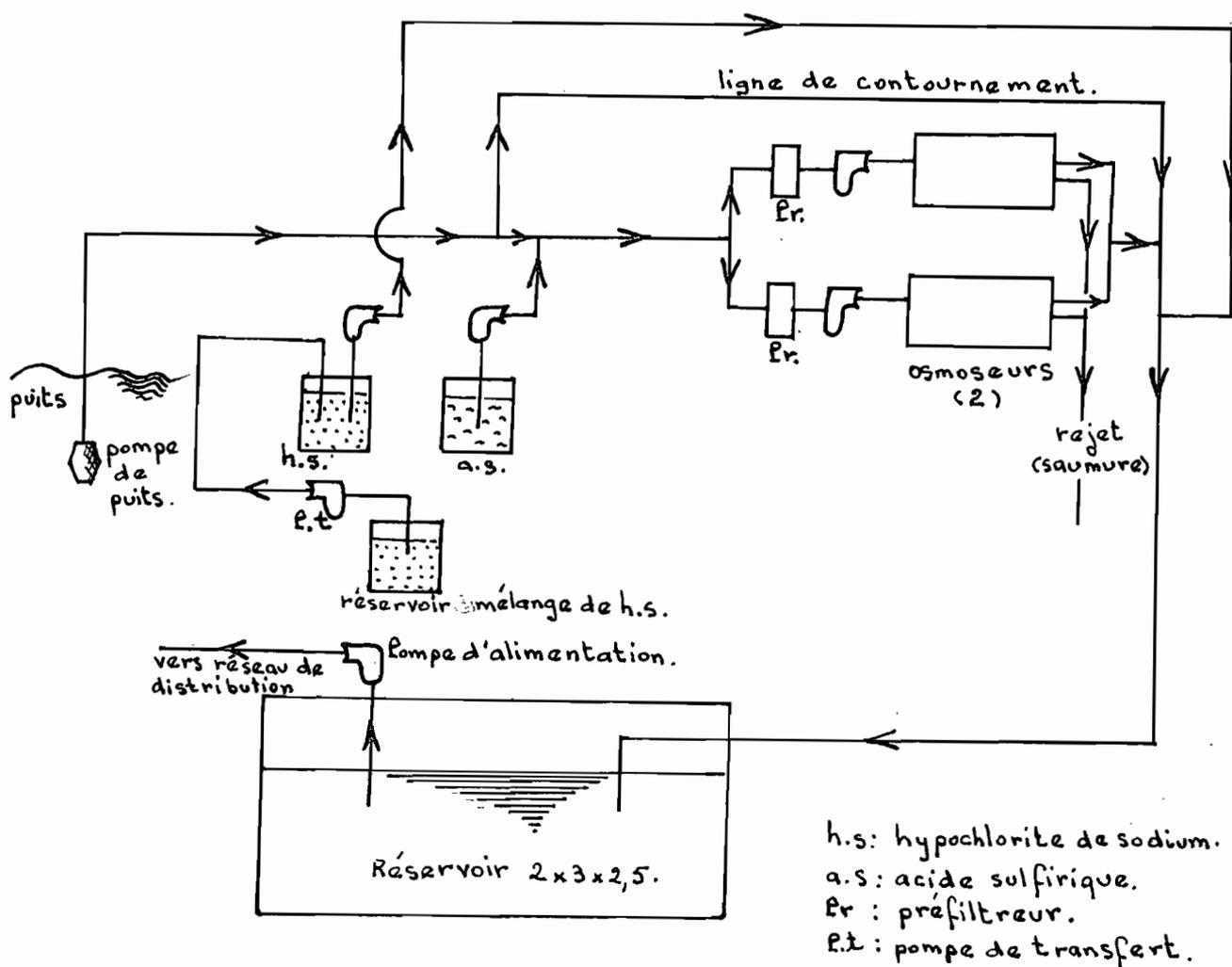


FIGURE 12 : SCHEMA DE TRAITEMENT

Le budget de réalisation a été estimé comme suit :  
( en F.CFA)

1 - Système de pompage*1.....	3.000.000
2 - Equipement pour fourniture d'énergie électrique.....	3.000.000
3 - Système de traitement( 2 osmoseurs).....	25.000.000
4 - Prétraitement.....	1.300.000
5 - Contrôles et installations mécaniques.....	5.000.000
6 - Bâtiments et dépendances.....	3.400.000
7 - Honoraires et imprévus.....	2.300.000
<b>TOTAL.....</b>	<b>43.000.000</b>

Tableau 21: Budget de réalisation

\*1 : Les zones d'eaux saumâtres ont été déjà localisées. Certaines de ces zones ont déjà entamé des programmes de pompage de l'eau.

N.B: Les chiffres indiqués sont des prix hors taxes. S'il faut tenir compte des frais de douanes(105%) et de transport(30%), on aboutirait à un total de :

$$43.000.000 + 1,35 \times (3.000.000 + 25.000.000) = \\ = 80.800.000 \text{ F.CFA}$$

La consommation journalière moyenne a été fixée à  $90 \text{ m}^3/\text{j}$ . Sur la base de ces données, nous pouvons dimensionner la réserve d'eau requise pour garantir une alimentation suffisante et continue du réseau.

Le volume de la réserve a été fixé à  $15 \text{ m}^3$ .

Le choix du type de membranes constitue le noeud économique et technique de la conception d'une unité de dessalement fonctionnant selon le procédé d'osmose inverse. Il existe actuellement sur le marché trois types spécifiques de membranes :- tubulaires, -en spirales, -à fibres creuses. Par ailleurs, le nombre d'heures de travail journaliers est fixé à sept(7).

Horaire de travail :De 8h à 12h et de 15h à 18h.

Volume du réservoir :  $2 \times 3 \times 2,5 \text{ m}^3$ .

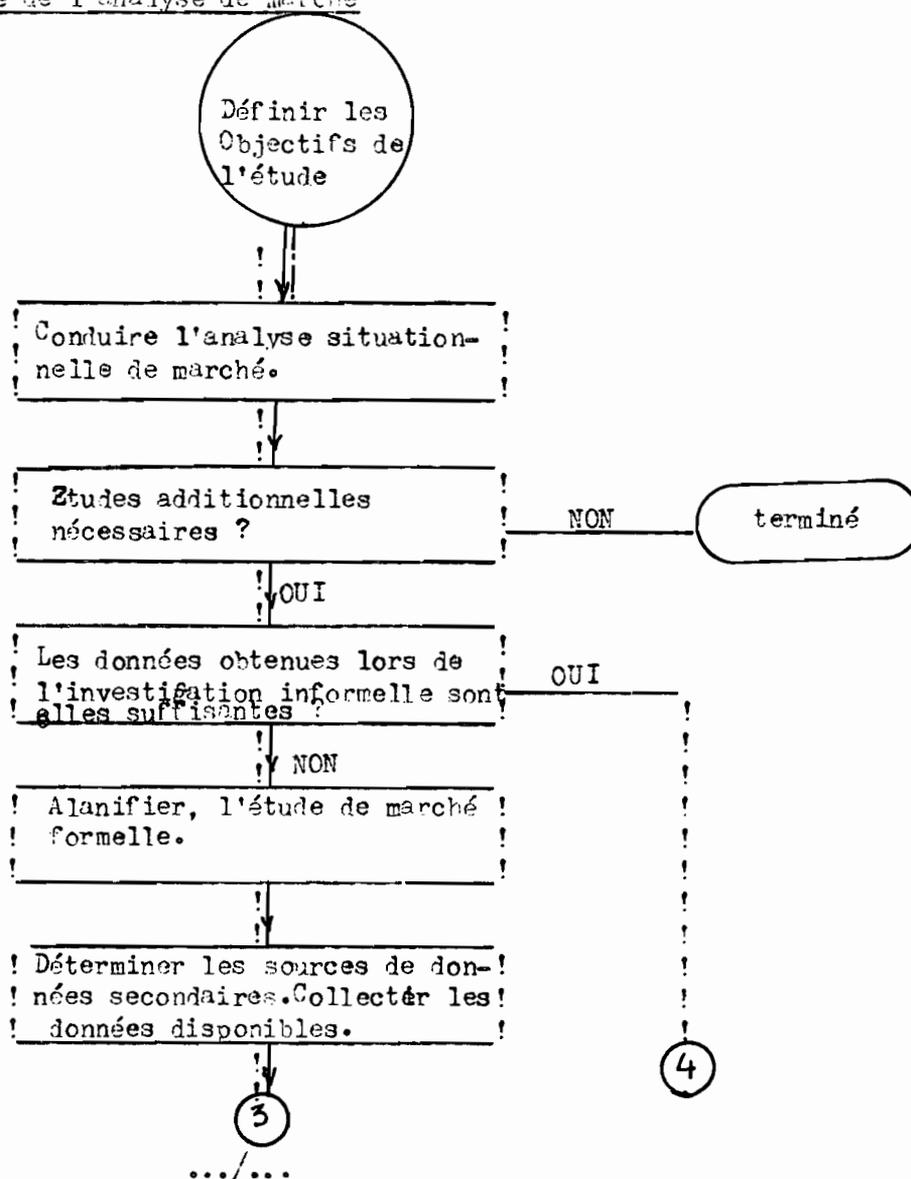
Sans trop entrer dans les détails, nous limitons notre choix au type spirale. En effet, les membranes du type spirale et du type tubulaire qui présentent un mode de confection (tissage des fibres) très uniforme ont tendance à s'encrasser beaucoup moins que les membranes à fibres creuses. Par ailleurs, la membrane en spirale, en raison d'un tissage moins serré de ses couches constituantes et de l'insertion entre ces couches de membranes d'espacement à carrelage synthétique plus ouvert, requiert moins d'énergie pour forcer l'eau au travers de la membrane, donc pour filtrer.(2).

Nous avons donc sommairement brossé l'analyse de marché et l'analyse technique.

NOTONS : Que l'organigramme de l'analyse de marché se présente comme suit :

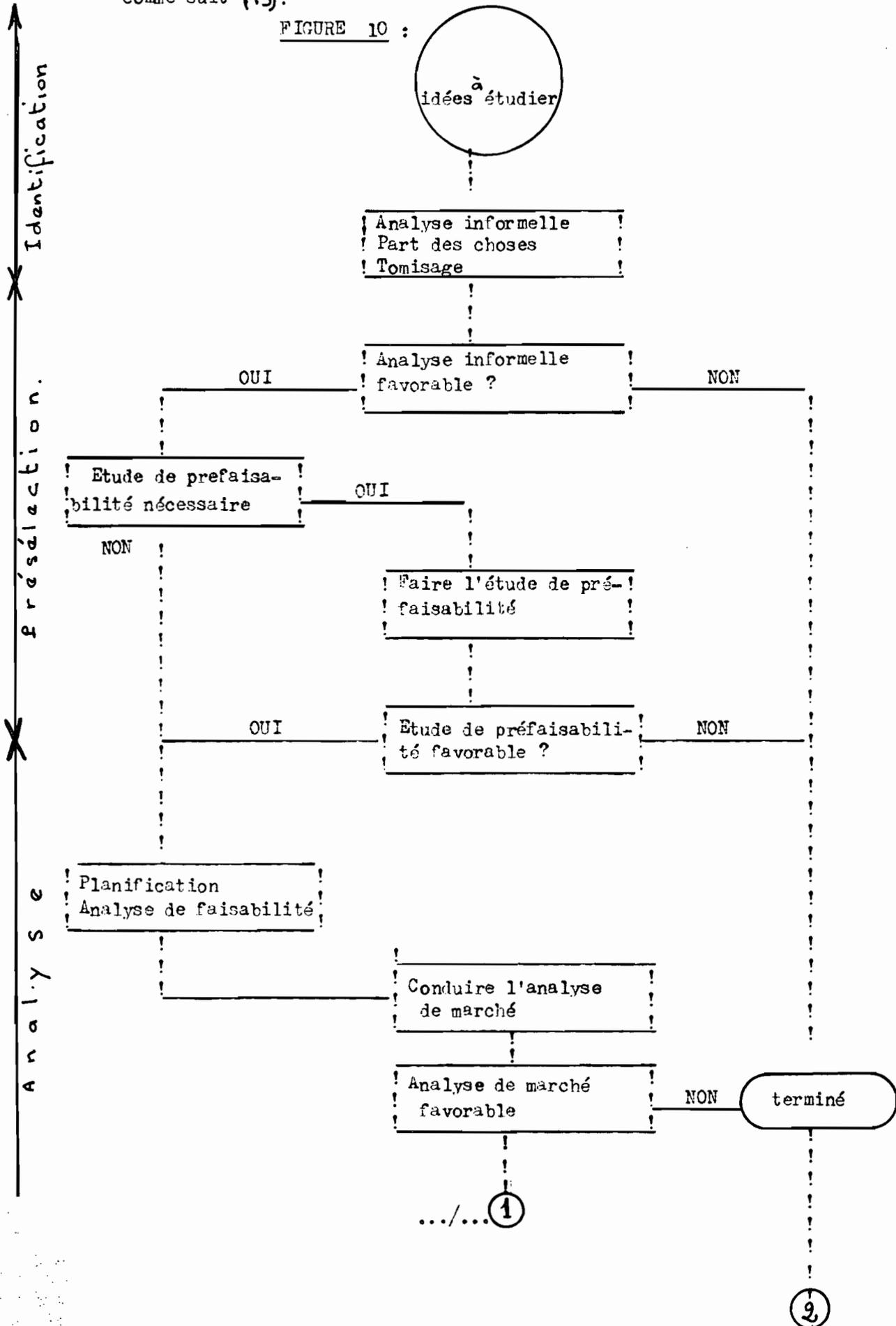
METHODOLOGIE DE L'ANALYSE DE MARCHE (13).

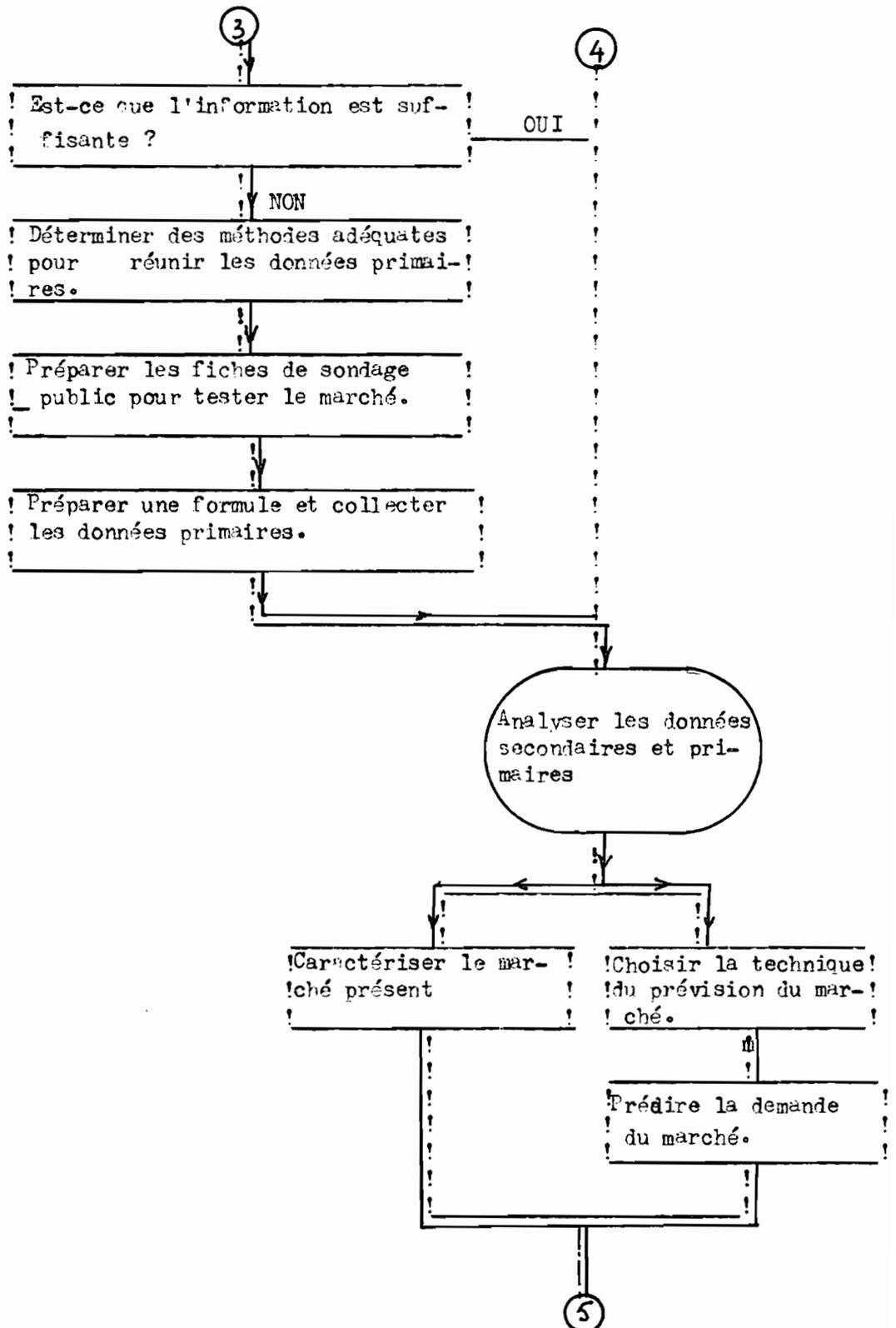
Organigramme de l'analyse de marché

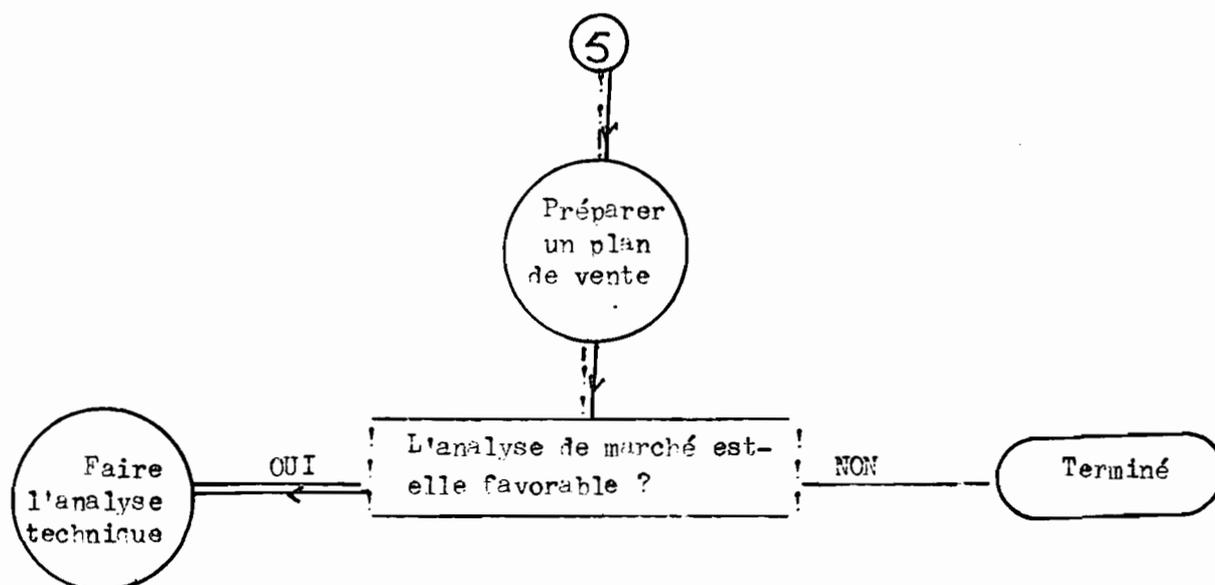


L'organigramme de l'analyse de faisabilité d'un projet se présente comme suit (13):

FIGURE 10 :



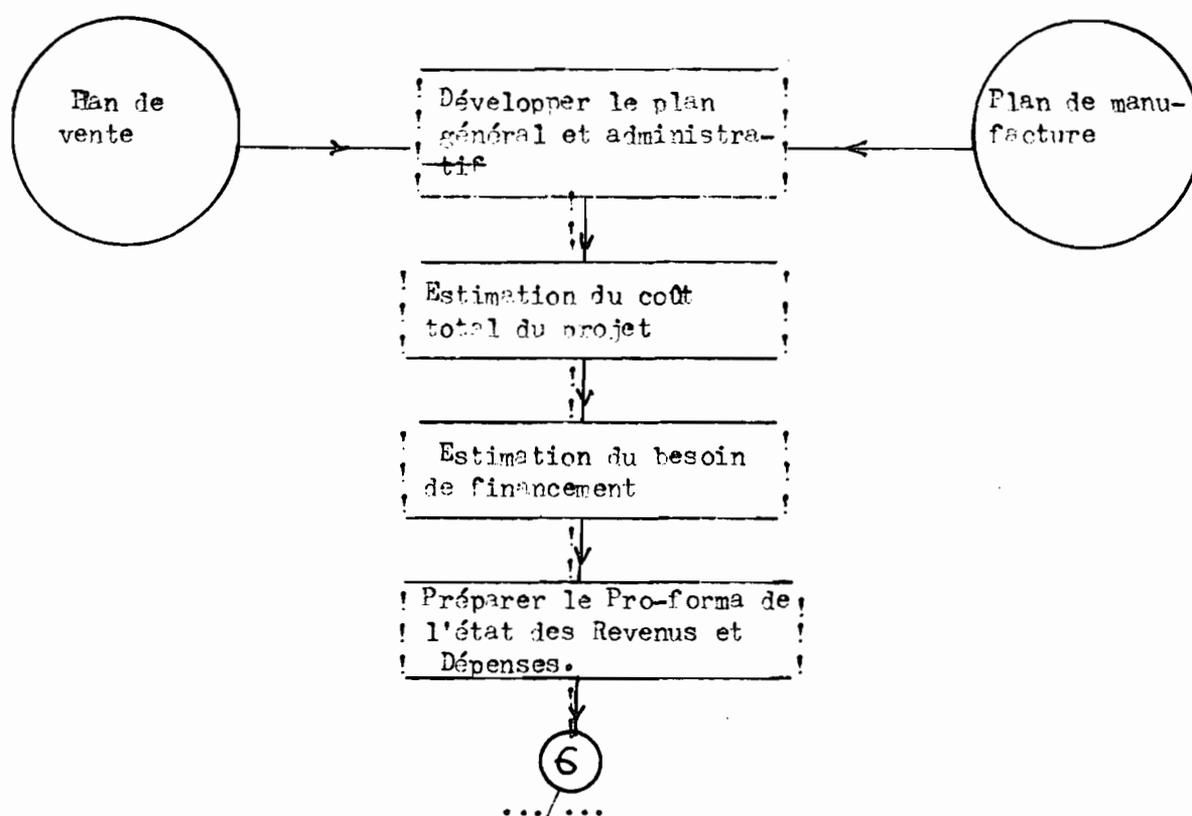


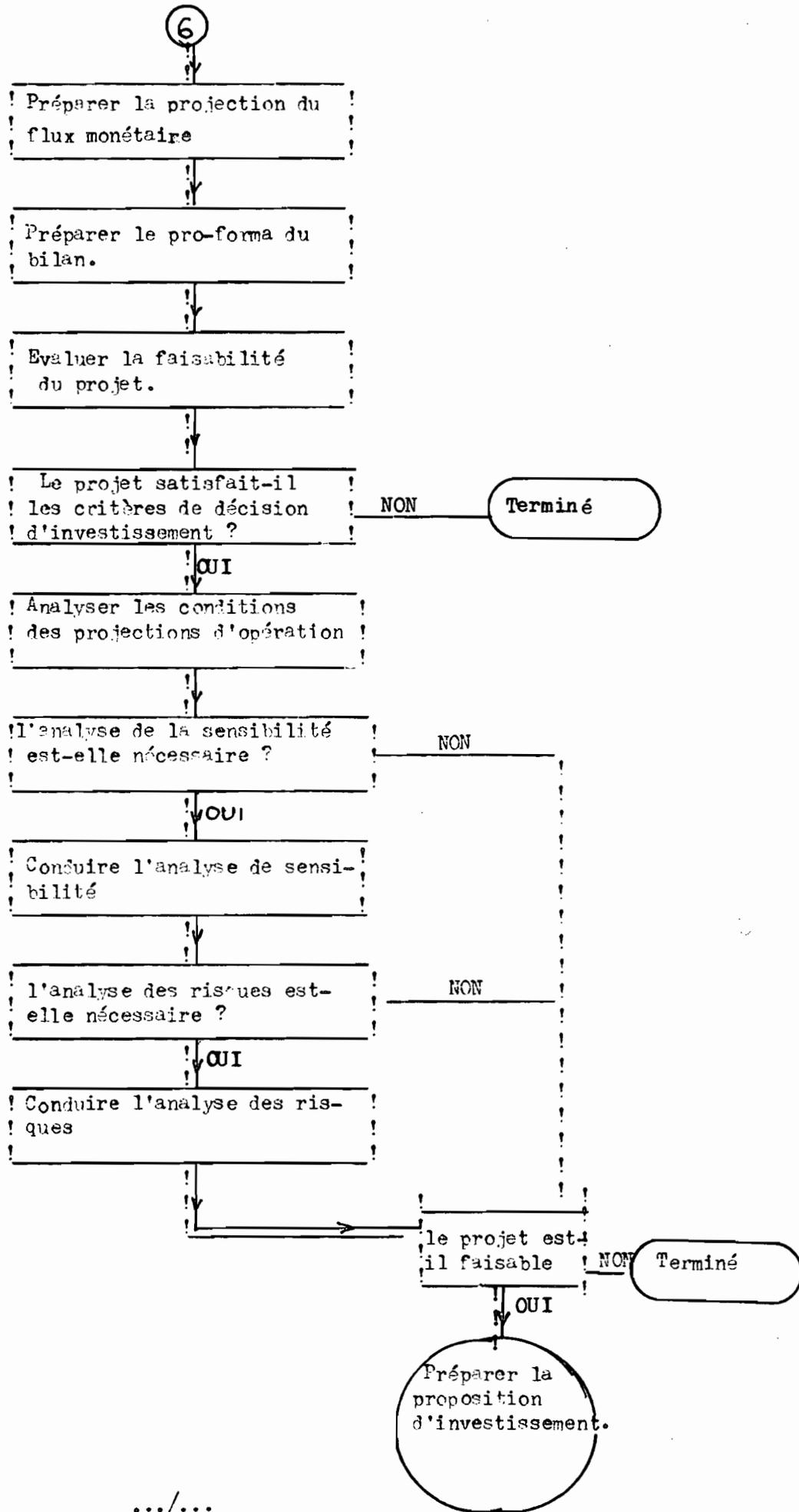


Adapté de : projet, feasibility  
analysis D.S. Clifton j.v.

L'analyse technique a été suffisamment abordé. Il nous reste donc à considérer la troisième composante de l'analyse, c'est à dire l'analyse financière qui devra statuer sur les possibilités, ou non d'obtenir les fonds nécessaires à la réalisation du projet.(13).

L'organigramme de l'analyse financière se présente comme suit :





Le plan suivi jusqu'ici avec plus ou moins de détails selon l'importance prédominante des items est matérialisé par le cheminement en ligne double.

Au terme des différentes analyses que nous avons menées, il apparait que le projet du dessalement des eaux saumâtres est fort faisable.

Après avoir cerné les grands du problème que devait poser le dessalement de ces eaux, nous laisserons méditer les investisseurs potentiels sur la viabilité socio - économique d'un tel projet .

\*

\*

\*

## CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Comme nous avons pu le constater, de réels besoins en eau de haute qualité existent. De nombreuses populations s'obstinent à consommer une eau essentiellement saumâtre, parce que victimes de la raréfaction spacio-temporelle de l'eau douce. Elles connaissent, par la même occasion, une compromission conséquente de la longévité, due aux risques inhérents à la mauvaise qualité de l'eau.

Afin que ces eaux soient potables, il faut diminuer leur salinité et réduire la concentration en fluorures. Il convient alors d'adopter des méthodes génériques d'élimination, celle de l'osmose inverse étant considérée comme la plus viable.

Par ailleurs, il serait illusoire de prétendre à la possibilité de la construction d'une grande station de dessalement au Sénégal.

L'échec subséquente à l'expérience de Nouakchott en Mauritanie (avec une production de 3000 m<sup>3</sup>/j, station mise en service edpuis 1968, et fermée depuis quelques années), est un exemple probant.

Par conséquent, nous recommandons l'installation de petites unités d'osmose inverse, sinôn d'électrodialyse, pour la déminéralisation des eaux saumâtres.

Avec la hausse du coût de l'énergie, on assiste de plus en plus à un engouement pour les procédés de dessalement non conventionnels, susceptibles d'utiliser des sources d'énergie nouvelles.

Que peut-on alors attendre aujourd'hui des énergies renouvelables pour le dessalement ?

- Il n'est pas question à l'heure actuelle, de vouloir réaliser des installations de dessalement de grandes capacités (par exemple 10.000 m<sup>3</sup>/j) fonctionnant avec de l'énergie solaire ou éolienne et ceci pour deux raisons: le coût des investissements est trop important d'une part, et la fiabilité de tels systèmes est à démontrer (9).

- Par contre, pour les petites capacités de production, on peut envisager la production d'eau douce à partir d'eaux saumâtres en utilisant comme source l'énergie solaire et/ou éolienne.

Si les besoins en eau douce sont très faibles (quelques mètres cubes par jour), la distillation solaire directe par effet de serre apparait comme une solution intéressante, en particulier lorsqu'une main-d'oeuvre qualifiée n'est pas disponible. Le pompage de l'eau saumâtre peut être

.../...

assuré dans de nombreux cas par l'énergie éolienne.

Les inconvénients des distillateurs serres sont les surfaces au sol nécessaires ainsi que l'absence de l'effet d'échelle.

Si les besoins en eau douce sont plus importants (entre 10 et 100 m<sup>3</sup>/j), il est préférable de coupler des procédés de dessalement conventionnels à faible consommation d'énergie (osmose inverse) avec les énergies nouvelles, soit solaire, soit éolienne.

Les recherches devraient également s'orienter vers la mise au point d'un système de dessalement peu onéreux et d'entretien facile (exemple:

- Système Delbuoy au E.U. (16).

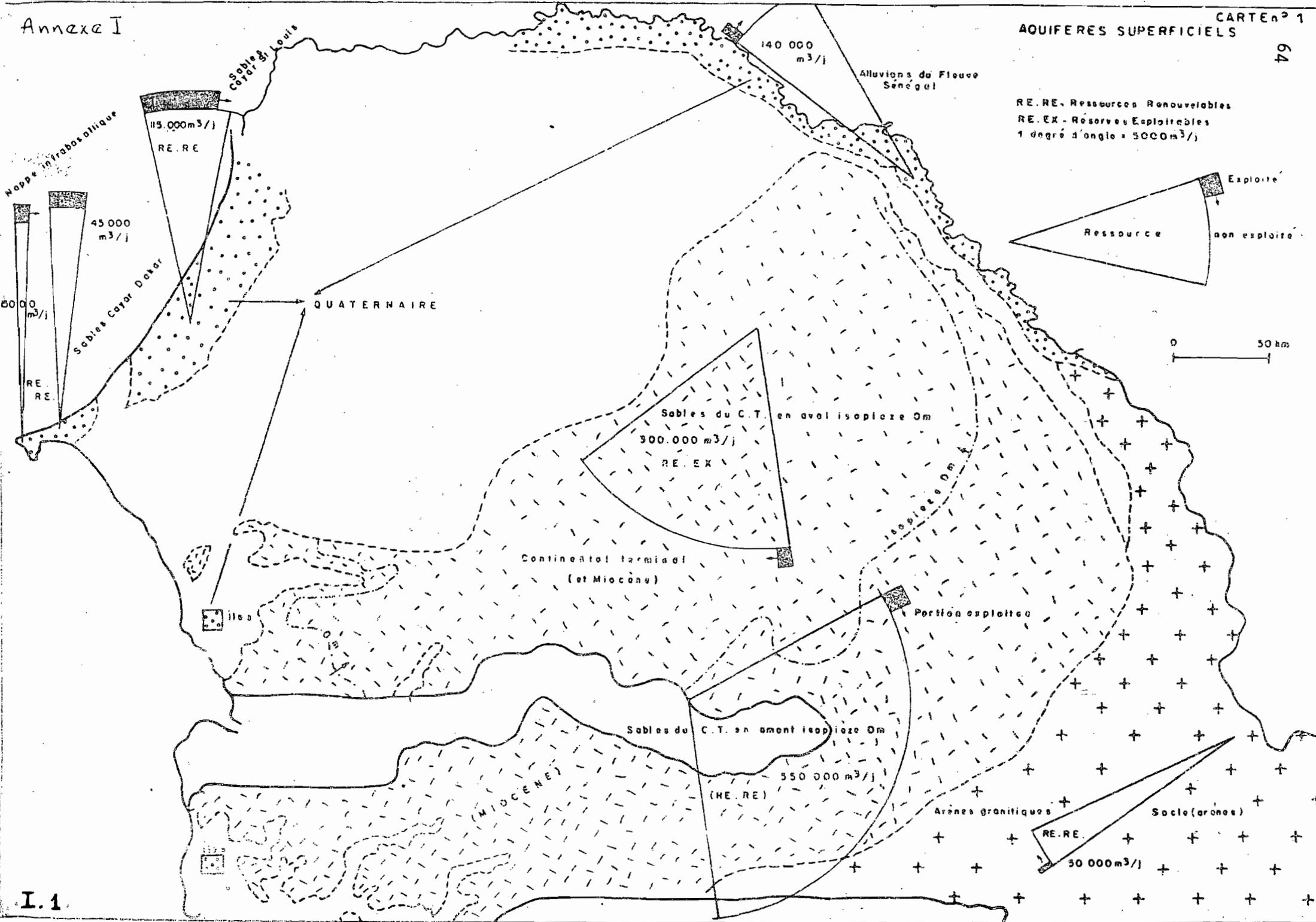
- Dessalinisateur Seagold de la société Val de Neuilly, actionnée par une pompe manuelle (23). ).

\*

\*

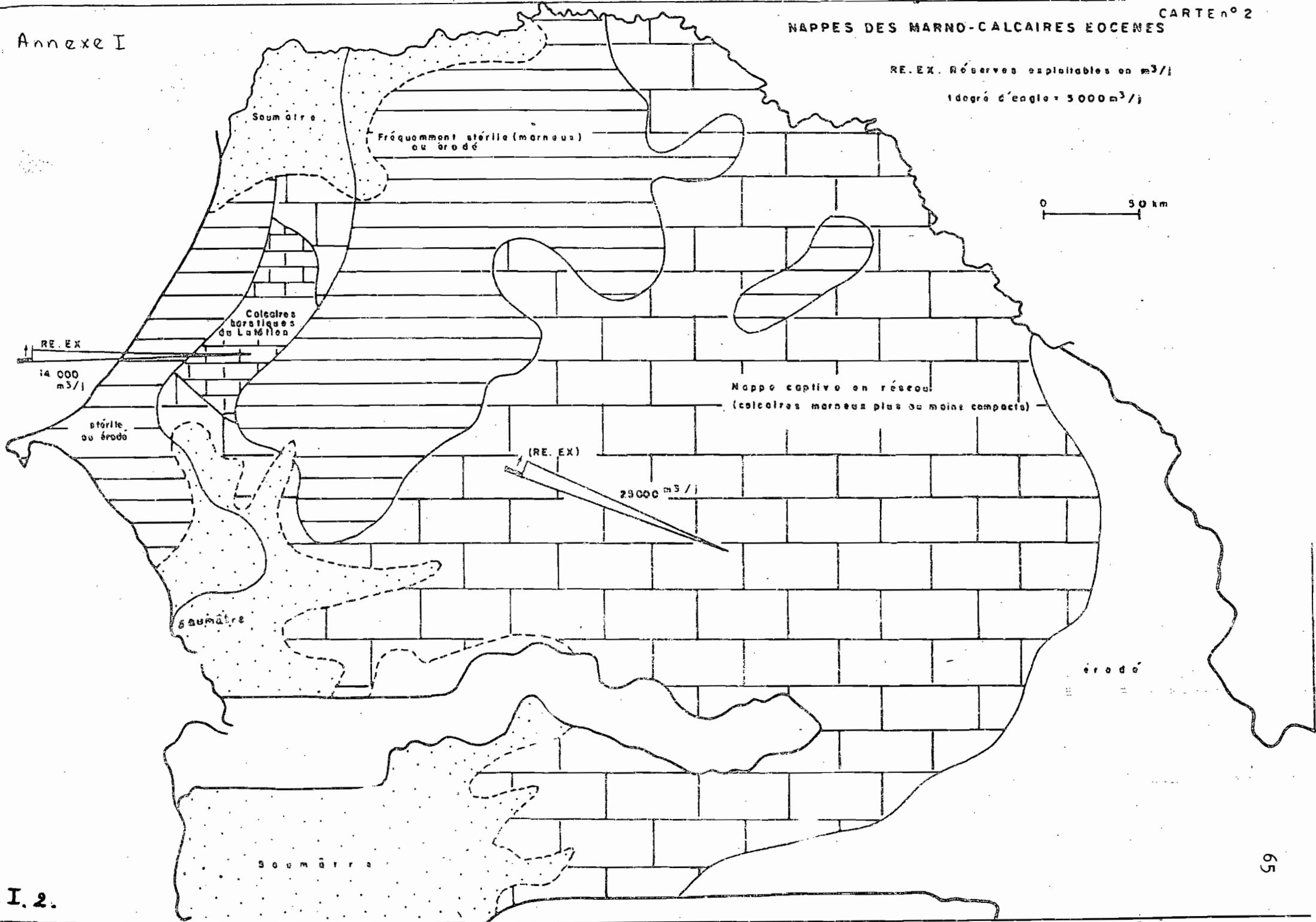
\*

.../...



I.1

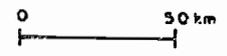
RE. EX. Réserves exploitables en m<sup>3</sup>/j  
1 degré d'angle = 5000 m<sup>3</sup>/j



RE. RE. Ressources renouvelables en m<sup>3</sup>/j  
RE. EX. Réserves exploitables en m<sup>3</sup>/j  
1 degré d'angle = 5000 m<sup>3</sup>/j

SUREXPLOITATION

17 000 m<sup>3</sup>/j  
RE. RE.



Saumâtre

Facès marneux

Nappe captive en  
réseau-marne-calcaires  
plus ou moins compacts

PAILLE

Nappe captive en  
réseau marne-calcaires  
plus ou moins compacts

Calcaires  
littoraux

Danger d'invasion  
marine  
Région de Sibur et  
Sibikatane

Facès marneux

10 000 m<sup>3</sup>/j  
RE. EX

saumâtre

Facès  
Marneux

Saumâtre

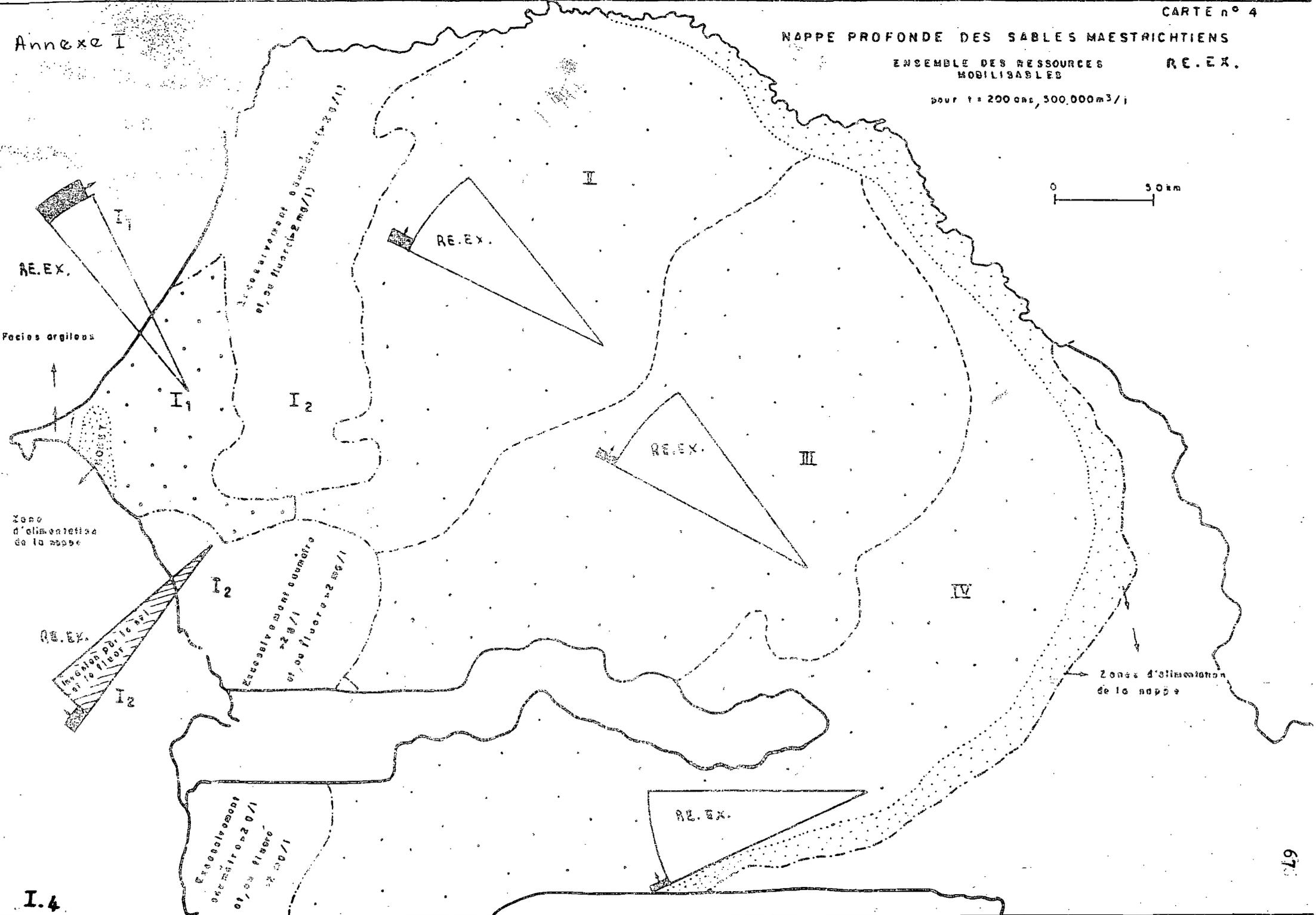
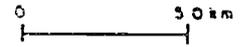
Erode

NAPPE PROFONDE DES SABLES MAESTRICHIENS

ENSEMBLE DES RESSOURCES MOBILISABLES

R.E. EX.

pour 1 : 200 cas, 300.000 m<sup>3</sup>/j



RE. EX.

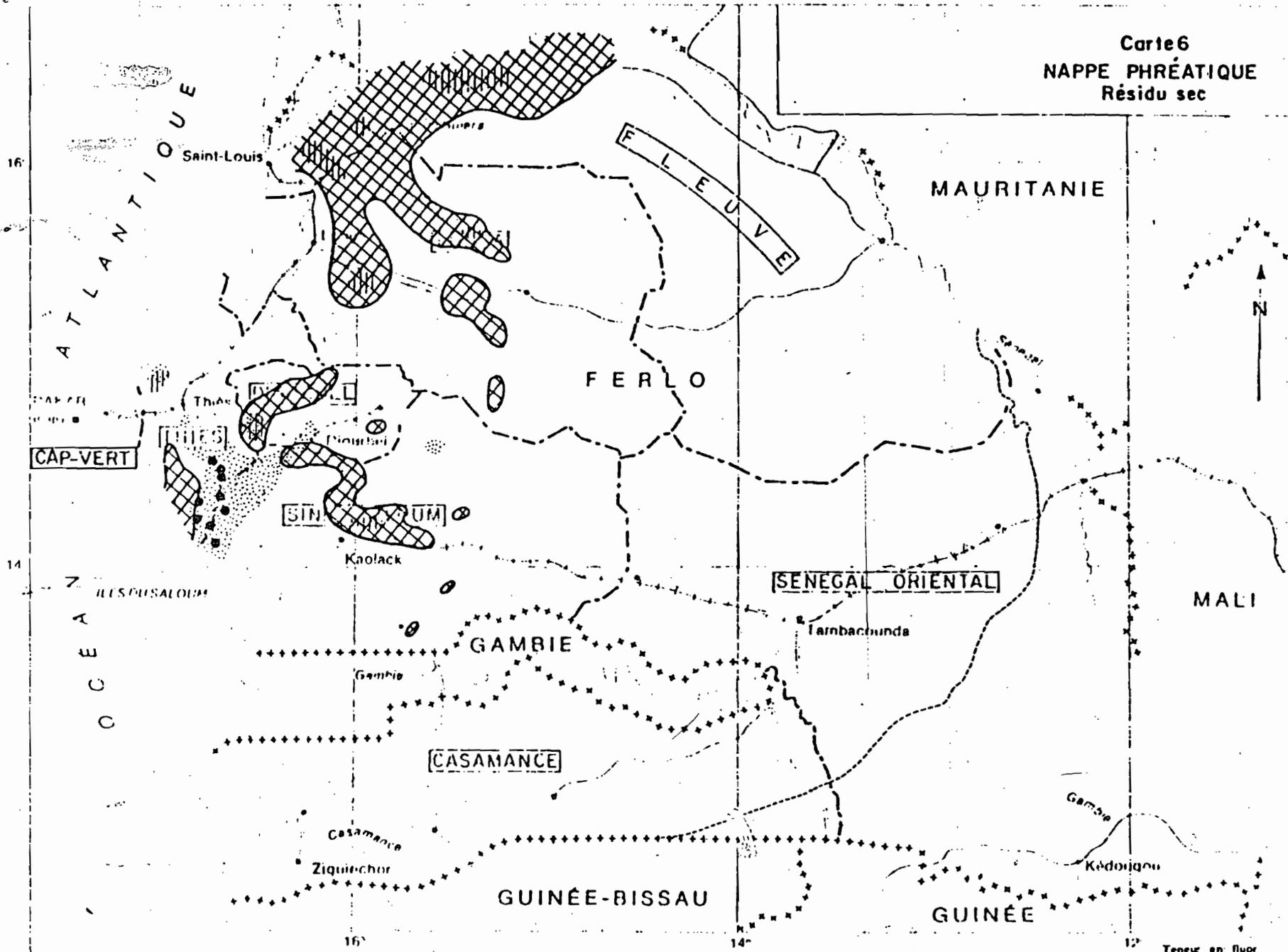
Facies argileuse

Zone d'alimentation de la nappe

I.4

Zone d'alimentation de la nappe

Carte 6  
NAPPE PHRÉATIQUE  
Résidu sec



LEGENDE

- Route principale de busse variable permanente
- Route principale d'entretien ou piste importante
- Route secondaire de busse permanente
- Route en construction permanente ou piste
- Chemin de fer
- Cours d'eau permanent
- Cours d'eau temporaire
- Zone interdite de culture agricole
- Limite internationale

d'après IGN, carte géologique de l'Afrique à l'échelle 1:500 000 (1972) et l'Atlas Jeune Afrique (p. 115) à l'échelle 1:500 000 (1973)



16 Juin 1982 FJR SB

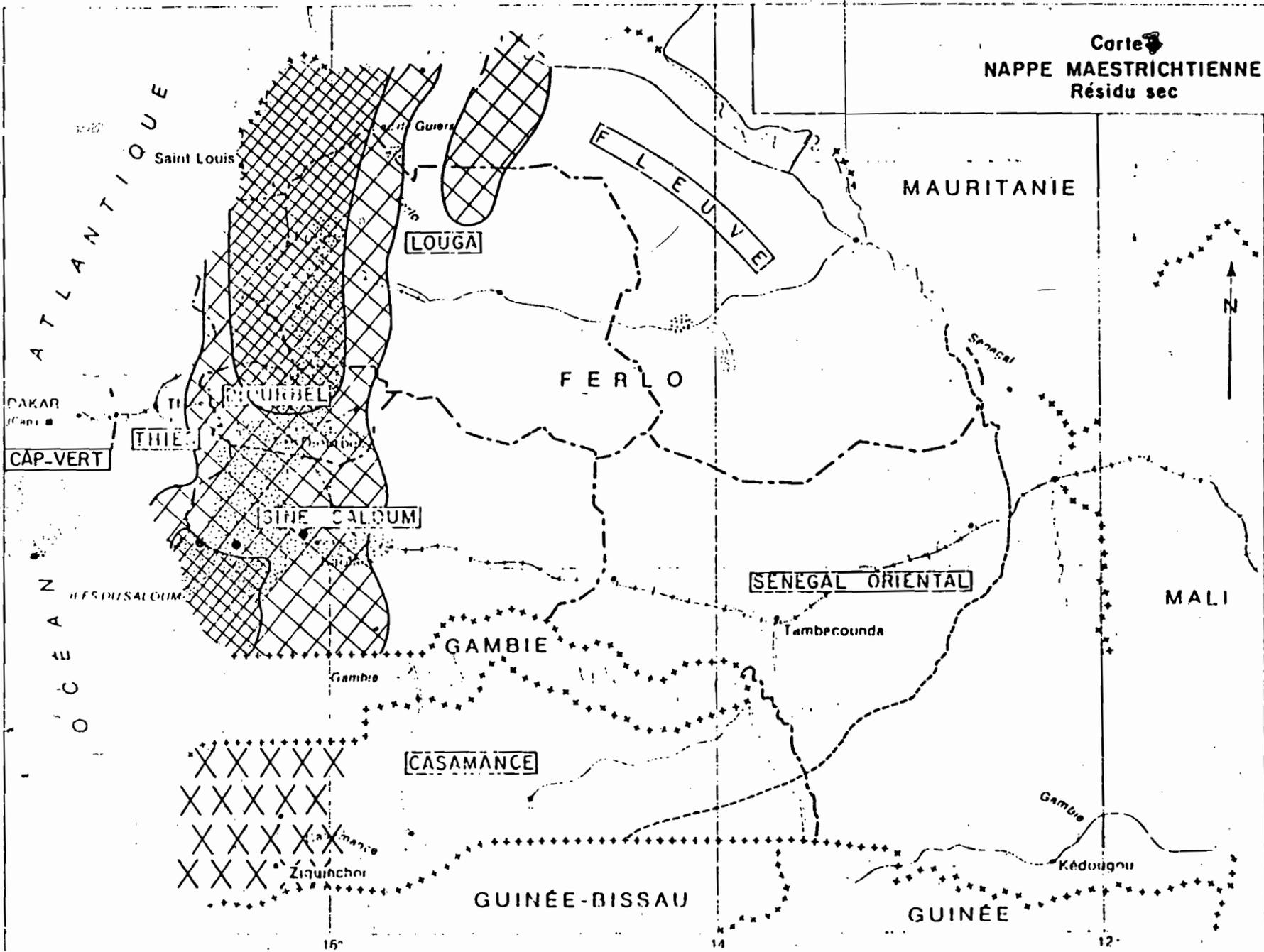
Echelle 1/3 000 000



RÉPUBLIQUE  
DU



Carte  
NAPPE MAESTRICHIENNE  
Résidu sec



- LEGENDE**
- Route principale de bonne validité permanente
  - Route principale saisonnière ou piste importante
  - Route secondaire de visibilité permanente
  - Route secondaire saisonnière ou piste
  - Chemins de terre
  - Cours d'eau permanent
  - Cours d'eau temporaire
  - Zones inondables ou marécageuses

d'après IGN, carte géologique de l'Afrique à 1:10 000 000 (1972) et l'Atlas Jeune Afrique (p. 115) à 1:2 000 000 (1973)

 BRGM  
AGF  
Février 1982 1 J.R. SB

Echelle 1/3 000 000  
0 30 60 90 km

RÉPUBLIQUE  
DU  
SÉNÉGAL

**I.7**

 < 1,0 g/l	 2,0 g/l	 Hypothétique	 > 2,0 g/l	 Teneur en fluor > 2 mg/l	 > 5 mg/l
-----------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------

			juin 1983	Octobre 1983	3	juin 1984	octobre 1984
1	2	Dieuleuk				980	1633
2	3	Nota (Lac de Mékhe')				57	106
3	4	Sao				50	85
4	5	Ndirp Sao				106	135
5	6	Zobos Ngoko				74	121
6	8	Ndeune				85	135
7	9	Nailou				53	78
8	10	Fass Boué				199	220
9	11	Kad Peul				50	78
10	12	Dioumel				117	177
11	13	Thirougoune				60	114
12	14	Boundou Gniva				92	149
13	15	Pétié				60	78
14	16	Triangal Saodé				60	71
15	17	Beudisugua				67	85
16	18	Boundou Dula				25	57
17	19	Dao				43	78
18	20	Kene Koursa				43	78
19	21	Mousil				284	284
20	22	Madayana				149	177
21		Tielemane (Puits)				366	185
22		Diokoul				124	220
23		M'baye M'baye Sarr				135	156
24		Mbatias Diéye				99	241
25	25	Velingara				92	135
26	26	Ndié				75	114
27	27	Ndiakhal				64	57
28	28	Siveul				43	85
29	29	Kab Gaye				53	106
30	30	Taoua Fall				53	71
31	31	Darou Diop				60	57
32	32	Toundou Diop				60	—

					Jun 1984	octobre 1984
1	33	Tiaba Ndiaye			103	—
2	34	Thiam. Bam			50	108
3	35	Kour Makhany			53	85
4	36	Ndiok Sall			67	78
5	37	Nguer Nguer			53	92
6	38	Toundou Tiame			71	99
7	39	Mbeugne			53	71
8	40	Tiekène			89	128
9	41	War Cisse'			92	114
10	42	Nolsugor			78	92
11	43	Baugoye			85	50
12	44	Ngalick				
13	45	Nlaude			211	294
14	46	Ndate Fall			78	192
15	47	Mbakhène			85	106
16	50	Kébémex			78	128
17	51	Palmeo Village			692	—
18	53	Palmeo Sis			142	—
19	56	Guéoul			74	114
20	57	Tiétiour			82	92
21	58	Louga			234	277
22	59	Diémou'			50	110
23	60	Baba Garage			160	109
24	61	Tawa Fall			67	85
25	62	Ndingue biau			67	92
26	63	Makhis			103	—
27	64	ICS 74			138	200
28	65	64			96	114
29	66	63			74	85
30	67	75			57	135
31	68	71			46	128
32	69	72			57	78

			1	2	3	4	5
1	70	ICS	61			39	85
2	71		62			38	71
3	72		73			60	78
4	73	DGPA				43	71
5	74	OKS 48				67	128
6	75	Ndattm					206
7	76	Baré biame					248
8	77	Ndiand I					92
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							

Annexe I

SONDAGE AUPRES DES CONSOMMATIONS D'EAU

Ceci est une étude de marché faite dans le cadre d'un projet de Fin d'Etudes à l'Ecole Polytechnique de Thiès sur le thème :

"Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Etude de faisabilité".

Elle n'engage d'aucune façon votre établissement ou vous-même. C'est pourquoi votre libre réponse serait très appréciée.

Questionnaire :

- 1°) Quelle est la consommation d'eau par jour de votre établissement.....  
..... (m<sup>3</sup>/j) ?
- 2°) Quelle est la qualité de l'eau consommée.....(mg/l de sel)?
- 3°) Avez-vous des problèmes d'approvisionnement en eau... Oui ( ), Non ( )
- 4°) Si Oui, pourquoi ? .....
- 5°) Si Non, pourquoi ? .....
- 6°) Pensez-vous avoir des problèmes pareils dans le futur , Oui ( ), Non ( )
- 7°) Pensez-vous qu'une usine (ou unité) de dessalement peut s'installer au Sénégal ?  
Oui ( ), Non ( )
- 8°) Acheteriez-vous l'eau d'une telle usine ? Oui ( ), Non ( )
- 9°) Nature de votre établissement ?  
Hotel ( ), Hopital ( ), entreprise ( ), maison de commerce ( ), autre( )

Merci de votre collaboration.

SENE Moustapha  
5e CIVIL  
Ecole Polytechnique  
B.P. 10 THIES.

ANNEXE II

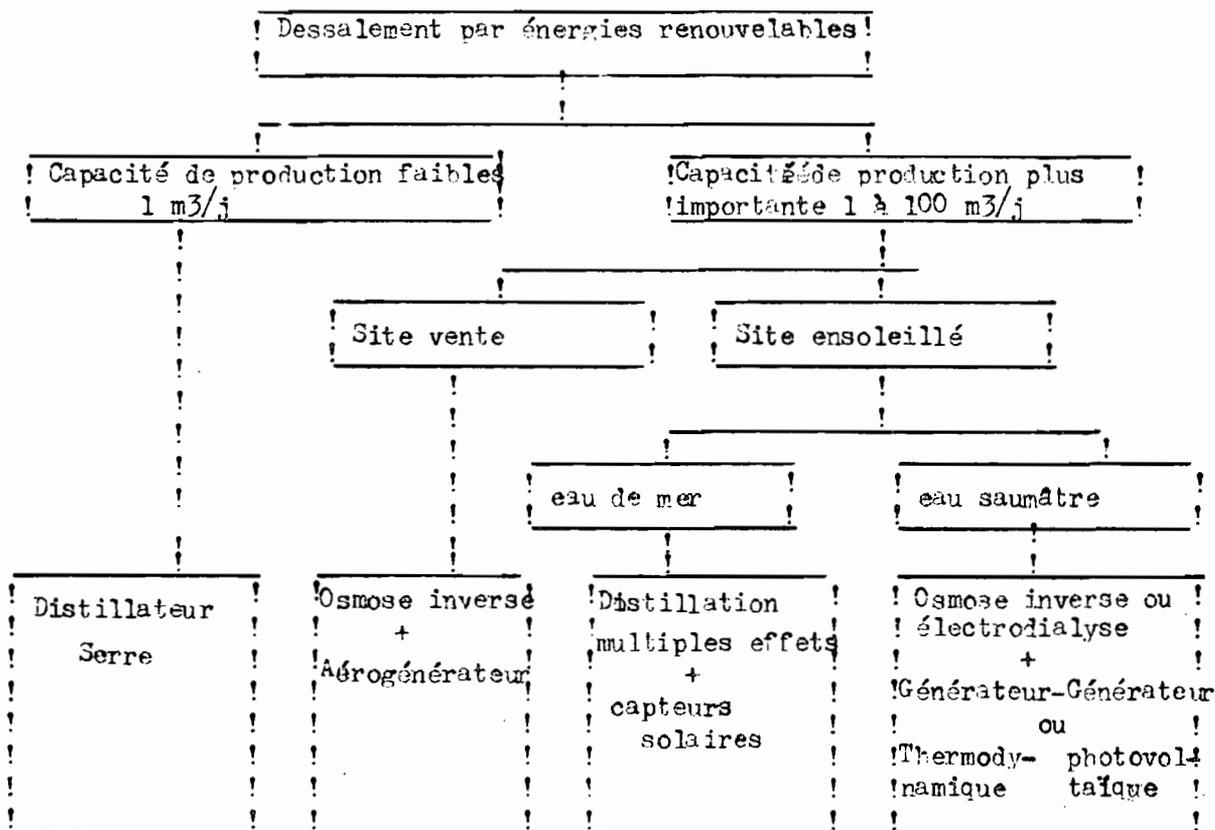
LES ENERGIES RENOUVELABLES DANS LE DESSALEMENT DES EAUX AU SENEGAL

Il est alarmant de constater que l'alimentation en eau de la population mondiale va devenir de plus en plus difficile dans un avenir rapproché. Le recours aux procédés de production d'eau douce à partir d'eau non consommable s'est imposé de lui-même. Mais ces procédés de dessalement en relation avec le contexte sénégalais, souffrent d'une hausse importante de l'énergie (électricité, pétrole ect...). D'où la nécessité d'un double recours à l'eau dessalée et aux énergies nouvelles et renouvelables.

Ce recours aux énergies nouvelles et renouvelables d'autant plus important qu'en matière de dessalement, toutes les recherches entreprises ont pour seul but d'obtenir le mètre cube d'eau au prix le plus bas possible.

Le schéma suivant montre l'état actuel du dessalement par énergies renouvelables. (9)

FIGURE II.1 :



En vertu des considérations issues de cette représentation schématique, il ressort, en égard aux données de l'évaluation faite par le CERER en 1983) des potentiels solaire et éolien du Sénégal, que le dessalement par énergies renouvelables est source d'espoir pour le Sénégal.

En effet les tableaux suivants donnent l'inventaire du potentiel éolien de quelques villes du Sénégal.

TABLEAU II.1.

Vitesses moyennes des vents en m/s (26)

MOIS	SITE	Dakar	Diourbel	Kaolack	Kédougou	Kolda	Lin- guère	Matam	Podor	Rosso	St Louis	Tamba- counda	Ziguin- chor
JANVIER		5,36	1,45	3,10	1,37	1,24	2,30	0,96	2,80	3,86	4,13	2,72	2,15
FEVRIER		5,60	1,75	3,14	1,61	1,37	1,85	0,75	2,48	3,80	4,44	2,53	2,45
MARS		6,00	2,27	3,78	1,88	1,59	2,10	0,75	2,52	4,26	5,17	2,53	2,65
AVRIL		6,09	2,32	3,47	2,24	1,67	2,09	0,79	2,47	4,44	5,61	2,41	2,65
MAI		5,51	2,26	3,24	2,54	1,97	2,13	1,04	2,56	4,26	5,54	2,75	2,68
JUIN		4,45	2,15	3,69	2,14	1,95	2,42	1,72	3,31	4,03	5,00	2,98	2,54
JUILLET		4,12	1,59	2,84	1,62	1,41	2,24	1,75	3,47	3,78	4,95	2,11	1,88
AOÛT		3,75	1,94	2,21	1,36	1,02	1,48	1,19	2,79	3,08	4,10	1,71	1,67
SEPTEMBRE		3,71	1,05	1,92	1,13	0,99	1,37	0,91	2,60	2,87	4,05	1,45	1,48
OCTOBRE		3,89	1,12	1,84	1,18	0,88	1,35	0,70	2,04	2,91	3,83	1,52	1,28
NOVEMBRE		5,11	1,09	1,86	1,20	0,83	1,35	0,62	2,02	2,99	3,83	1,52	1,41
DECEMBRE		5,45	1,17	2,46	1,17	0,98	1,56	0,63	2,41	3,33	3,98	2,96	1,77
MOYENNE ANNUELLE		4,92	1,68	2,80	1,62	1,33	1,85	0,98	2,62	3,63	4,59	2,18	2,05

\* situé non loin d'une importante masse d'eau salée.

II. 2.

.../...

Energie de Betz en kWh/m<sup>2</sup>/jour (26) .

MOIS	SITE	Diour DAKAR	Kao- bel	Kédou lack	Kérou gou	KOLDA	Ling guère	Matam	Podor	Rosso	St Louis	Tamba counda	Ziguin chor
JANVIER		1,75	0,12	0,58	0,11	0,11	0,31	0,11	0,56	0,01	1,08	0,51	0,32
FEVRIER		2,03	0,15	0,62	0,15	0,13	0,23	0,06	0,43	0,98	1,29	0,45	0,33
MARS		2,45	0,22	0,90	0,19	0,16	0,26	0,05	0,43	1,22	1,79	0,44	0,36
AVRIL		2,60	0,22	0,74	0,24	0,16	0,23	0,06	0,38	1,30	2,15	0,39	0,36
MAI		1,98	0,22	0,68	0,28	0,19	0,23	0,13	0,45	1,14	2,09	0,49	0,38
JUIN		1,06	0,25	0,93	0,23	0,20	0,29	0,28	0,68	1,11	1,67	0,53	0,38
JUILLET		0,83	0,15	0,59	0,13	0,15	0,27	0,26	0,76	1,00	1,69	0,30	0,25
AOUT		0,63	0,09	0,33	0,09	0,10	0,14	0,15	0,52	0,67	1,20	0,22	0,19
SEPTEMBRE		0,60	0,07	0,27	0,03	0,07	0,12	0,10	0,44	0,60	1,15	0,18	0,15
OCTOBRE		0,69	0,08	0,20	0,06	0,06	0,13	0,04	0,29	0,62	0,98	0,17	0,09
NOVEMBRE		1,53	0,07	0,25	0,08	0,06	0,15	0,02	0,29	0,58	0,90	0,15	0,11
DECEMBRE		1,88	0,08	0,35	0,09	0,08	0,17	0,02	0,40	0,73	0,94	0,30	0,20
MOYENNE ANNUELLE		1,50	0,14	0,54	0,14	0,12	0,21	0,11	0,47	0,91	1,41	0,34	0,26

. L'analyse de ces résultats nous conduits à considérer 3 zones (malgré d'insuffisance des données sur la petite côte) dont nous donnerons des éléments caractéristiques.

ZONE (1) - Zone favorable dans laquelle la vitesse moyenne est comprise entre 3,5 et 5m/s. Cette zone, comprise entre DAKAR et St- Louis, couvre une frange de 40 à 50 km de large à partir de la côte atlantique. Dans cette zone, les activités principales des populations sont le maraîchage et la pêche.

ZONE (2) : Zone moins favorable que la précédente qui s'étend de DAGANA à PODOR au Nord, de Thiès à MBACKE au centre et sur une frange côtière de 60 km de large au Sud de DAKAR, la petite côte.

Les vitesses moyennes y varient entre 2 m/s et 3,5 m/s.

Cette zone couvre une partie de la région sylvo-pastorale où les besoins en eau sont énormes et les nappes d'eau souterraines profondes.

ZONE (3) : Zone défavorable qui s'étend sur tout le reste du pays, ce qui représente plus de la moitié du territoire. Les vents y sont inférieurs à 2 m/s.

Dans le tableau qui suit :

- Les mois sont numérotés de 01 à 12. (janvier 01, Décembre : 12)
- Voir vitesse moyenne journalière sur la période indiquée ;
- N6 : Nombre de jours sur 30 de la période considérée pour lesquels la vitesse moyenne est supérieure à 6 m/s ;
- N3 : Nombre de jours sur 30 de la période considérée pour lesquels la vitesse moyenne est inférieure à 3 m/s ;
- E : Énergie récupérable moyenne de B E T Z par jour sur la période considérée ;
- E6 : Énergie récupérable moyenne de B E T Z par jour sur la période considérée pour un système fonctionnant à partir de 6 m/s.

TABEAU II. 3.(26).

ZONE	PERIODE	MOIS	VOIR (m/s)	N6 JOUR	N3 JOUR	E Wh/m <sup>2</sup> /j	E6 Wh/m <sup>2</sup> /j	VILLE TYPE
1	favorable	02.03.04 05	5,80	14	2	2 264	1 700	DAKAR
	dé- favorable	07 - 08 09 - 10	3,87	1	7	687	85	
2	favorable	03 - 04 05 - 06	3,50	3	13	810	410	KAOLACK
	dé- favorable	08 - 09 10 - 11	1,95	0,8	23	261	92	
3	favorable	06 - 07	2,33	0,6	21	281	60	LINGUIERE
	dé- favorable	08 - 09 10.11.12	1,42	0,4	26	140	45	

. Le tableau suivant donne l'inventaire du potentiel solaire dont les résultats sont répertoriés sur la carte N°5. (NB : Sur le tableau nous nous limitons aux données relatives à la ville de DAKAR).

TABEAU II.4. Valeurs moyennes ( $67 \text{ }^{\circ} \text{C}$ ) des irradiations globale et diffuse journalières en Kwh/m<sup>2</sup> et des durées d'insolation en heure décimale.(26)

DAKAR	GLOBAL KWH/m <sup>2</sup>	DIFFUS KWH/m <sup>2</sup>	DUREE D'INSOLATION
Janvier	5,08	1,40	8,49
Février	6,04	1,66	9,14
Mars	6,77	1,82	9,32
Avril	6,95	2,09	9,90
Mai	6,86	2,44	9,58
Juin	6,37	2,57	8,75
Juillet	5,60	2,64	7,63
Août	5,38	2,65	7,52
Septembre	5,46	2,30	7,62
Octobre	5,67	1,96	8,72
Novembre	5,15	1,63	8,44
Décembre	4,66	1,63	7,57
MOYENNE JOURNALIERE	5,83	2,07	8,56

.../...

. L'analyse mensuelles des données éolienne et solaire sur la grande côte montre que la distribution du vent suit d'assez près celle de l'ensoleillement. Il n'y a donc pas complémentarité directe, les périodes creuses pour le vent l'étant également pour le soleil. Toutefois, on pourra en besoin envisager dans le fonctionnement des appareils un stockage thermique qui prendra le relais des capteurs solaires pendant la nuit, ce qui permettra à l'installation de fonctionner 24 h sur 24.

Dans l'ensemble, les sites sont favorables à l'utilisation d'aérogénérateurs dont les types dépendront de la capacité de production que nous envisagerons. La puissance maximale que l'on peut extraire du vent par un dispositif de surface  $S$  est donnée par la loi de BETZ.

$$\boxed{P_{\max.} = 0,37 S V^3}$$

$P_{\max}$  étant exprimée en watt,  $S$  en mètre carré et  $V$  en mètre par seconde.

Pour une hélice de diamètre  $D$ , cette expression s'écrit.

$$P_{\max.} = 0,37 \times \pi \frac{D^2}{4} V^3 \quad \text{SOIT} \quad \boxed{P_{\max} = 0,29 D^2 V^3}$$

$D$  étant exprimé en m.

Par exemple, si l'on veut une puissance de 3 kw, le diamètre de l'aérogénérateur sera dimensionné en conséquence.

En effet :

$$P_{\max} = 0,29 D^2 V^3$$

. Or les aérogénérateurs actuellement commercialisées permettent d'obtenir une puissance électrique comprise entre 30 et 50 % de  $P_{\max}$  soit 40 % en moyenne.

$$\text{Donc } P = 0,40 P_{\max} = 0,40 \times 0,29 D^2 V^3 = 0,116 D^2 V^3$$

Si nous choisissons comme site DAKAR avec une moyenne annuelle des vents de 4,92 m/s, il vient :

$$P = 3 \text{ kw} = 3.000 \text{ watts} = 0,116 \times D^2 \times 4,92^3 = 13,815 D^2$$

$$\text{d'où } D = \left( \frac{3.000}{13,815} \right)^{1/2} = 14,7 \text{ m} \quad \text{soit } D = 15 \text{ m}$$

.../...

\* Les techniques de dessalement peuvent utiliser l'énergie solaire sous différentes formes :

Thermique, mécanique ou électrique, selon le schéma suivant : (10)

ENERGIE SOLAIRE	{	Energie thermique	{ Distillation directe (effet Serre) Distillation classique avec capteurs solaires.
		Energie Mécanique	{ Compression de vapeur Osmose inverse
		Energie Electrique	{ Compression de vapeur Electrodialyse. Osmose inverse

. La capacité du procédé de distillation dépendra en partie du nombre de modules ou de la surface des panneaux.

A titre d'exemple, un distillateur Serre susceptible de produire 10 m<sup>3</sup> d'eau douce par jour va nécessiter une surface de bassin de 2,500 m<sup>2</sup> environ (9).

La production d'eau douce est donnée par la formule :

$$P = \frac{E I}{L}$$

où P = production d'eau douce en L/j/m<sup>2</sup> ;

I = Energie solaire incidente en kcal /m<sup>2</sup>/j ;

L = Chaleur latente de vaporisation en kcal/kg

E = Rendement du distillateur.

Par exemple si :

$$I = 5.000 \text{ kcal/m}^2/\text{j}$$

$$L = 600 \text{ kcal/kg}$$

$$E = 50 \% \quad P = \frac{5.000 \times 0,5}{600} = 4,2 \text{ L/j/m}^2$$

et pour 2,500 m<sup>2</sup>, nous aurons

$$P_j = 4,2 \times 2,5 = 10,5 \text{ L/j}$$

Du côté toujours énergétique, on démontre que la quantité théorique d'énergie nécessaire pour dessaler l'eau de mer a pour valeur 0,8 ou 1,1 ou 1,8 kWh/m<sup>3</sup> selon que le taux de production (ou taux de conversion) (quantité d'eau douce obtenue sur la quantité d'eau traitée) est, par exemple respectivement de 10 ou 50 ou 80%.

On peut calculer la quantité d'énergie nécessaire pour toute valeur du taux de production et tracer la courbe correspondante. On verra que cette courbe coupe l'axe des ordonnées en un point d'ordonnée 0,74, ce qui signifie que la quantité théorique d'énergie consommée tend vers 0,74 kWh/m<sup>3</sup> quand le taux de production tend vers zéro, c'est à dire quand le volume d'eau de mer traitée pour produire 1m<sup>3</sup> d'eau douce tend vers l'infini.

L'eau saumâtre nécessite moins d'énergie en ce qui a trait au dessalement.

\*

\*

\*

A N N E X - E III.

A .III. 1. - LIMITES DE POTABILITE DE L'EAU POUR LA CONSOMMATION

HUMAINE

\*\*\* - NORMES O.M.S. - \*\*\*

		*** - O.M.S. - ***	
		Satisf.	Admiss.
caractéristiques physiques affectant la potabilité	* Saveur	Accep.	—
	* Odeur	Accep.	—
	* Couleur (Ft - Co)	5	50
	* Trouble(SiO <sub>2</sub> )	5	25
	* PH (à 18°C)	7 à 8,5	8,5 à 9,2
	caractéristiques chimiques affectant la potabilité de l'eau	* Résidu sec(mg/l)	500
* Clorures(mg/l)		<u>200</u>	<u>600</u>
* Sulfates(mg/l)		200	400
* Calcium(mg/l)		75	200
* Magnésium (mg/l)		80	150
* Fer(mg/l)		0,3	1
* Manganèse(mg/l)		0,1	0,5
* Cuivre (mg/l)		<b>1,0</b>	1,5
* Zinc(mg/l)		5,0	15
* Phénols(mg/l)		0,001	0,002
* Détergents ABS		0,5	1
* Dureté(CO <sub>3</sub> Ca)		—	—
indicateurs chimiques de pollution - 1	* C.O.D. (2) (mg/L)	10	—
	* B.O.D. (2) (mg/L)	6	—
	* Azote total(mg/L)	1	—
	* NH <sub>3</sub> (mg/L)	0,5	—
	* C.C.E. (2) (mg/L)	0,5	—
	* Graisses (mg/L)	1	—
substance pouvant être nocives	* Fluorures (3)	0,5 à 1	1,5
	* Nitrates	—	45

A . III. 2. - ANALYSE DE L'EAU DE FORAGE PROFOND A DJIFFERE\*

GROUPES LABORATOIRES DE LA  
DIRECTION DES MINES  
ET DE LA GEOLOGIE  
B.P. 268 ☉ Tel. 22.52.78  
DAKAR

Demande d'analyse No. 3.264...  
Bulletin d'analyse No. 3.264...  
Echantillons envoyés le 12/4/84

! Date de prélèvement; 11.04.84!		
! PH		
! Teneur par !	! mg !	! meq !
! litre !		
! Cl <sup>-</sup> !	! 1588,8 !	! 44,80 !
! SO <sub>4</sub> <sup>-</sup> !	! 80,7 !	! 1,68 !
! CO <sub>3</sub> H <sup>-</sup> !	! 732,3 !	! 12,00 !
! CO <sub>2</sub> <sup>-</sup> !	! - !	! - !
! NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> !	! <2 !	! - !
! F <sup>-</sup> !	! 2,2 !	! 0,11 !
! P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> !	! - !	! - !
! Total anions !	! - !	! 58,59 !
! Ca <sup>++</sup> !	! 27,7 !	! 1,36 !
! Mg <sup>++</sup> !	! 7,8 !	! 0,64 !
! Na <sup>+</sup> !	! 1297,9 !	! 56,43 !
! K <sup>+</sup> !	! 9,0 !	! 0,23 !
! NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> !	! <0,1 !	! - !
! Fe !	! 0,50 !	! - !
! Total cations !	! - !	! 58,66 !
! Extrait sec !	! 3400 !	! - !

\* : Dans le Sine-Saloum.

## ANNEXE IV. . PROCEDE D'OSMOSE INVERSE

### A - HISTORIQUE

Le phénomène d'osmose fut connu il y a deux siècles grâce aux expériences de l'Abbé NOLLET et PFEFFER, sur les membranes animales dont les résultats furent publiés en 1748.

Ce n'est qu'un siècle plus tard en 1867 que TRAUBE réussit des expériences concluantes sur des membranes synthétiques.

En 1950, le Professeur REID et son équipe à l'université de Floride, et sur la demande du gouvernement, réalisent des travaux montrant la semi-perméabilité de l'acétate de cellulose ce qui ouvre des perspectives pour la désalination.

Plus tard, LOEB et son équipe à l'Université de Californie développent une nouvelle méthode de fabrication de l'acétate de cellulose et obtiennent, à une pression de 600 à 800 PSI, un débit de 10 à 20 GPD avec un pourcentage de réjection de sels de 95 % et plus. Ceci représentait une avance considérable et marquait la première pierre de cette technique de déminéralisation. Cependant, les débits obtenus n'étaient pas suffisants pour rendre le procédé compétitif par rapport aux méthodes existantes.

En 1960, Gulf General Atomic; Aerojet General et d'autres sociétés obtiennent une aide de "l'Office Of Saline Water" pour le développement des membranes modules et appareils. Depuis cette date, on estime que plus de 10 millions de dollars fournis par le gouvernement ont été utilisés pour la recherche dans ce domaine. En 1964, Gulf conçoit et prend un brevet pour la conception du module en spirale. Le premier né des modules est un module 5 ft<sup>2</sup> fonctionnant à faible pression et pouvant être utilisé dans le domaine ménager. La Société CULLIGAN sortit alors un appareil utilisant ces modules pour l'usage ménager.

Aussitôt après, Gulf se lance dans la conception d'un module "haute pression".

En 1965, le premier poste utilisant un module haute pression est exposé en "Symposium for Water Desalination" à Washington. Il fut ensuite testé dans différents sites et les résultats furent excellents.

. En Janvier 1967, un 10.000 GPD fut placé à San Diégo avec une extension en 50.000 GPD. Plusieurs autres postes furent mis en place entre 1967 et 1969 et depuis une très grande quantité d'installations sont en fonctionnement par l'intermédiaire de la Gulf et de ses licenciés, la Société AJAX en particulier, notre commentant.

## B - OSMOSE & OSMOSE INVERSE

### 1) Osmose - Principe

L'Osmose peut se définir comme le passage spontané d'un liquide (solvant) d'une solution diluée à une solution plus concentrée à travers une membrane semi-perméable permettant le passage des molécules du solvant (eau) mais non des molécules dissoutes. Ce transfert se poursuit jusqu'à ce que la pression constituée par la différence de niveau des deux liquides soit suffisante pour éviter ce transfert. Un équilibre est alors atteint.

La différence de niveau entre les deux liquides représente la pression osmotique. (On sait que le phénomène d'osmose joue un rôle important dans l'alimentation en eau des plantes et le métabolisme des cellules).

### 2) Pression osmotique

Nous voyons que la pression osmotique devient une caractéristique physique liée à la concentration de chaque solution et croit avec celle-ci.

En se basant sur une solution de chlorure de sodium, on peut dire que la pression osmotique croît de 0,01 PSI pour 1 mg/litre, soit 700 gr. de pression (0,7 bars) pour 1 gr. de concentration. L'eau de mer d'une minéralisation de 35 gr. aura une pression osmotique voisine de 25 bars. Ceci est vrai pour la plupart des éléments contenus dans les eaux naturelles. Cependant, les molécules organiques à haut poids moléculaire produisent une pression osmotique plus basse (0,001 PSI pour 1 mg/ litre).

Pour un calcul précis, on peut utiliser l'équation de VAN'THOFF, qui est la même que pour les gaz :

$$\text{ou } \boxed{P = K C R T}$$

- ou = pression osmotique  
 K = coefficient de pression osmotique  
 C = concentration en ions = nombre de moles/kg d'eau  
 R = constante des gaz  
 T = température.

Des appareils permettent de mesurer la pression osmotique. Dans ceux-ci, on mesure la pression nécessaire pour stopper le passage de l'eau à travers une membrane.

<u>Pressions osmotiques</u> <u>de quelques éléments</u>			
Sel	Concentration en mg/litre	Concentration moles/litre	Pression Osmo- tique (PSI)
NaCl	35.000	0,26	398
Na Cl	1.000	0,0171	11,4
NaH Co <sub>3</sub>	1.000	0,0119	12,8
Na <sub>2</sub> So <sub>4</sub>	1.000	0,00705	6
Mg So <sub>4</sub>	1.000	0,00831	3,6
Ma Cl <sub>2</sub>	1.000	0,0105	3,7
Ca Cl <sub>2</sub>	1.000	0,009	8,3
Sucrose	1.000	0,00292	1,05
Dextrose	1.000	0,00555	2,0

Règle générale : pour les eaux naturelles on prendra habituellement une pression osmotique de :

! 10 PSI pour 1 gr. de minéralisation !  
! soit 0,7 kg pour 1 gr. de minéralisation !

.../...

### 3)- Osmose inverse

Nous avons vu plus haut le phénomène d'osmose inverse. En appliquant une pression supérieure à la pression osmotique, on inverse le phénomène naturel et dans ce cas, l'eau (solvant) de la solution la plus concentrée passe à travers la paroi, on peut ainsi obtenir de l'eau pure à partir d'une solution saline.

## C - MEMBRANE

### 1) Préparation et structure

Différents matériaux peuvent être utilisés pour la préparation de la membrane.

Cette membrane est souvent un film en acétate de cellulose dont la technique d'élaboration a été découverte par LOEB et SOURIRAJAN.

Le film est constitué d'une masse poreuse et spongieuse. Une membrane en service contient généralement environ  $\frac{2}{3}$  d'eau en poids et doit toujours être maintenue humide. La séparation entre les deux structures de la membrane n'est pas une frontière nette mais se fait par diminution progressive de la taille des ions.

La membrane est préparée en mettant une solution d'acétate de cellulose dans un solvant ou de faibles solvants ou non solvants ont été ajoutés. Cette solution solvante est constituée par de l'acétone, de l'eau et du perchlorate. Après constitution la membrane est immergée dans un non solvant habituellement de l'eau. Durant ce processus un mince film se forme sur le côté de la membrane exposé à l'air, le reste devenant une matière poreuse à cellules ouvertes. Par un traitement thermique contrôlé, on peut régler la semi-perméabilité souhaitée.

### 2)- Principales équations caractéristiques de la membrane

Les membranes en acétate de cellulose pour osmose inverse sont régies par les deux équations de base suivantes :

#### a) - Débit F à travers la membrane

$$F = A \left( p - \right)$$

$$F = \text{Débit}$$

A = Constante de perméabilité (c'est une des caractéristiques de la membrane. Elle varie selon la fabrication).

- $p$  = Pression différentielle entre pression eau d'alimentation et pression en sortie.
- = Pression osmotique différentielle entre pression osmotique eau entrée et pression osmotique eau traitée.

b) Passage de la salinité à travers la membrane

$$F_s = B (C_1 - C_2)$$

$F_s$  = fuite de sel à travers la membrane

$B$  = perméabilité de la membrane aux différents sels.

$C_1$  = concentration eau d'alimentation

$C_2$  = concentration eau traitée.

Remarque : Le débit est fonction de la pression appliquée mais non la qualité d'eau.

3°)- Facteurs influençant les propriétés de la membrane au moment de la fabrication

Les différents facteurs influençant la perméabilité et la sélectivité de la membrane sont :

- a) la teneur en acétyl de l'acétate de cellulose utilisé pour la fabrication du film.
- b) les additifs tels que perchlorate de magnésium - chlorure de zinc.
- c) le choix et les proportions des solvants, acétone, eau formamide.
- d) les conditions de température au cours de la fabrication. Ce traitement thermique a une influence énorme. Ainsi plus la température de ce traitement est élevée, plus le débit par unité de surface est bas mais meilleure est la réjection des sels.

4) Facteurs influençant la membrane en opération

- a) Effet du temps - compaction

Même en supposant les conditions idéales de fonctionnement de la membrane remplies, on observe un déclin du débit en fonction du temps.

Ceci est dû au phénomène de compaction semblable à ce qui se produit sur tout plastique ou métal soumis à certaines conditions de pression.

On peut observer que la chute de débit est surtout très sensible entre 0 et 10.000 heures mais l'est beaucoup moins au-delà.

b) Effet de la température

La température de l'eau d'alimentation a une grande influence sur le débit. Les calculs et les chiffres annoncés dans les notices sont établis pour une température de 20°C. On observe une augmentation de débit de 3% par degré au-dessus de cette température et une diminution de débit de 3% par degré en-dessous de cette température. Ceci en progression arithmétique

c) Effet du PH - Hydrolyse

Il faut se rappeler que la membrane est un ester et comme tel, soumise à une hydrolyse à long terme.

L'hydrolyse se traduit par une mauvaise réjection des sels.

Le taux et la vitesse d'hydrolyse sont fonction de la température et du pH de l'eau d'alimentation.

Ceci permet de déterminer les conditions idéales de fonctionnement de la membrane qui sont :

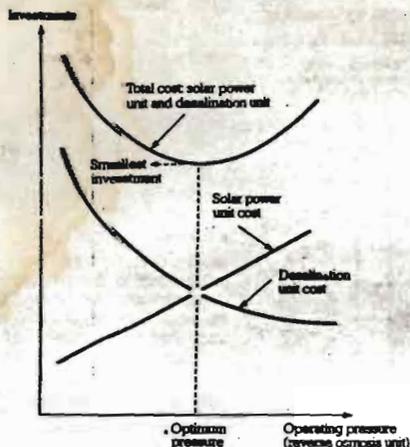
!	Température maximum = 30° C	!
!	Température idéale = 20° C	!
!	Zone de pH de l'eau d'alimentation 5 à 6	!

NOTA : L'acidification de l'eau à traiter évite l'hydrolyse mais aussi empêche la formation de précipité de  $Co_3Ca$  qui se déposerait sur la membrane.

**POWER CONSIDERATIONS**

• **Operating pressure**

Operating pressure is the main parameter in reverse osmosis desalination and must be optimized in order to obtain the lowest value of total investments (solar power unit and desalination unit).



Optimization schematic

**CAPACITY**

As the system is modular, it can be built up from a capacity of a few cubic meters to several hundred cubic meters of potable water per day.

Effective power of solar unit (approx)	Output	
	Input saline content: 2g/l	Input saline content: 5g/l
2.5 kW	2.5 m <sup>3</sup> /h	2 m <sup>3</sup> /h
6.5 kW	6.5 m <sup>3</sup> /h	5.2 m <sup>3</sup> /h
10 kW	10 m <sup>3</sup> /h	8 m <sup>3</sup> /h
16 kW	14 m <sup>3</sup> /h	11.2 m <sup>3</sup> /h
25 kW	25 m <sup>3</sup> /h	20 m <sup>3</sup> /h
40 kW	40 m <sup>3</sup> /h	32 m <sup>3</sup> /h

Approximate output capacities according to solar unit power and input salinity.

• **Energy recovery**

The hydraulic power of the high pressure feed is recovered at the brine discharge outlet by a Pelton turbine, and fed back into the system, instead of being exhausted through a relief valve, as in most conventional systems.



Pelton turbine (ø 230 mm) used to feed power back into our systems. Normal power: 800 W.

This economizes power, reducing consumption from about 3 to 1 kWh/m<sup>3</sup> when working on a raw input with a saline content of 2 grams per litre.

**COMPARATIVE TABLE**

Characteristics of solar powered reverse osmosis desalination units and conventionally powered desalination units are shown in the following table:

	Solar reverse osmosis	Conventional reverse osmosis
Operating pressure	12 bars	30-40 bars
Pressure use after reverse osmosis	Pelton turbine	Relief valve exhaust
Conversion ratio	20 to 50 %	80 to 90 %
Energy consumed with saline content of 2 g/litre	1 kWh/m <sup>3</sup>	3 kWh/m <sup>3</sup>
Pre-treatment	Physical	Chemical
Materials	Banded PVC	Stainless steel

**INFORMATION**

C.E.N./CADARACHE  
Service de Chimie Appliquée  
B.P. n°1  
13115 Saint-Paul Lez Durance France  
Tél. : (42) 25.70.00 poste 74-23



Mission Diversification 29, rue de la Fédération - B.P. 510 - 75752 Paris Cedex 15 - Tél. 273.60.00 - Poste 55.62



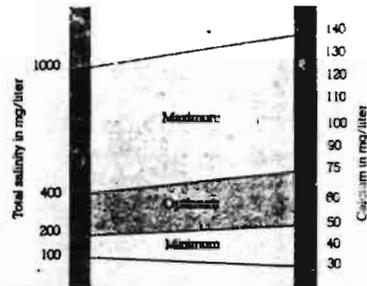
**SUN-POWERED  
REVERSE  
OSMOSIS  
DESALINATION  
UNITS**



A reverse osmosis unit in operation in the Cadarache solar experiments (ø 2.5 m) feeds water from a brackish water containing 2 g of salt per litre.

## SOLAR ENERGY TO PRODUCE FRESH WATER

To be drinkable, water must meet certain quality standards. In particular, its saline content must not be more than 0.5 gram per litre.



Acceptable salinity and calcium content of potable water.

In many arid regions, the only available water is brackish, with a saline content which can reach as much as 10 g per litre. But these regions are often also those with the most hours of direct strong sunlight per year, and this source of energy can be used to produce potable water.

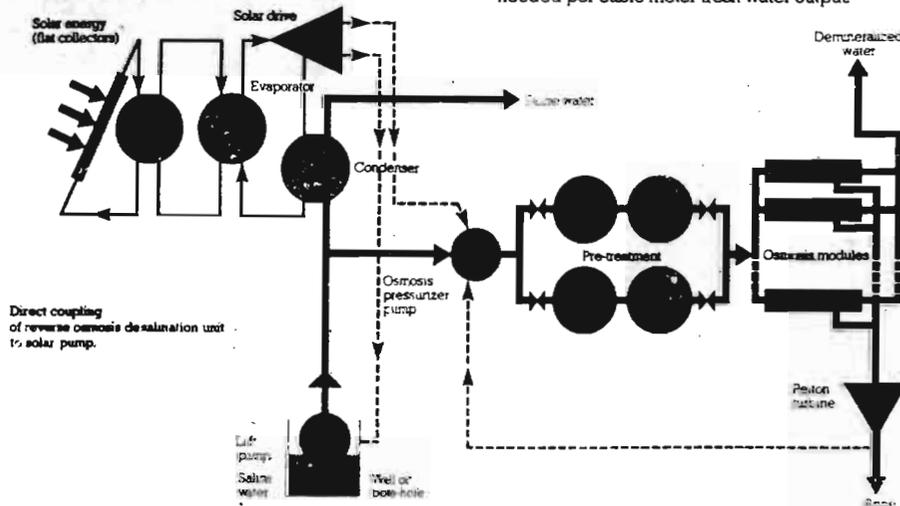
A new water desalination process, developed over the last few years, reverse osmosis, is the process which can be most efficiently powered by SOFRETES\* thermodynamic solar energy converters.

\* SOFRETES, Société Française d'Etudes Thermiques et d'Energie Solaire, a CEA subsidiary.

## REVERSE OSMOSIS AND THE SOLAR POWERED PUMP

The advantages of the reverse osmosis process in using solar energy to obtain a supply of potable water are several:

- **Simplicity:** the process is basically a matter of filtering under pressure through a selective membrane;



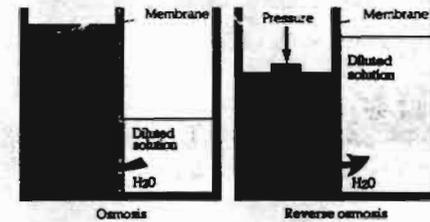
Direct coupling of reverse osmosis desalination unit to solar pump.

## PRINCIPLES OF REVERSE OSMOSIS

### • Osmosis

If a container is divided into two compartments by a selectively permeable membrane, which is porous for pure water but a barrier for salts in solution, and if one compartment is filled with pure water and the other with salt water, there will be a pressure differential between the two, such that the pure water will diffuse through the membrane into the other compartment.

Diffusion will cease when the pressure in the salt water compartment builds up sufficiently to oppose it: at this point of balance, the difference in head between the two compartments is called the osmotic pressure  $\pi$ .



### • Reverse osmosis

If a pressure greater than  $\pi$  is applied to the salt water, diffusion is in the opposite direction, and as the membrane is a barrier for salts, the water moving into the other compartment will be stripped of its saline content.

$\pi$  is proportional to saline content, and is about 0.7 bar for a content of 1 gram per litre.

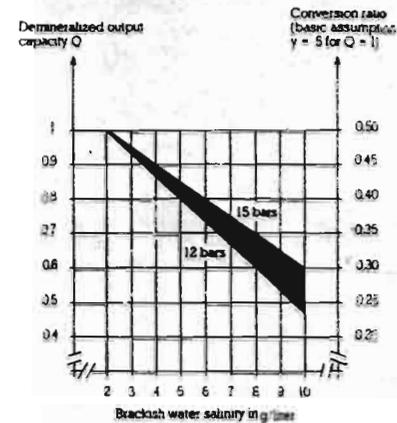
- **Reduced investment:** the mechanical power of the solar pump is used directly, avoiding the need for an alternator;
- **Reduced power consumption:** for an input containing 2 grams of salt per litre, no more than about 1 kWh is needed per cubic meter fresh water output.

## ACCEPTABLE RAW SALINE WATER INPUT

### • Salinity

Although even sea water can be desalinated by reverse osmosis, economic considerations currently limit the use of our desalination units to brackish water containing up to 10 grams of salt per litre.

The variation of production capacity with input salinity is shown in the following graph (in relative values).



Variation of production capacity and conversion ratio according to salinity of brackish water.

## CHOICE OF OSMOSIS MODULE

The temperature of the salt water to be treated, its acidity, turbidity, and the nature of the minerals dissolved in it, must all be considered in choosing the module best suited for a given site.

### • Turbidity

Matter in suspension in the water (clay particles, organic matter, complex silicates, humic and fulvic acids) are liable to foul the osmosis membranes.

Such impurities are usually removed by chemical pre-treatment (coagulation and flocculation), but this involves getting the necessary chemicals to the site, which in the case of sun-powered reverse osmosis units is generally remote from sources of supply.

Further, operating a chemical pre-treatment plant is a relatively complicated job, requiring particular attention.

Our solar energy powered reverse osmosis units are therefore designed for:

- simple physical removal of impurities in suspension;
- a low fresh-to-salt water conversion ratio\* of about 20 to 50 % so as to ensure a high rate of flushing, and a consequently minimum risk of fouling.

### • Chemical composition

Scaling of the membranes by precipitation of the salts in the water is also prevented by the conversion ratios indicated, which do not go above the solubility limits of the various salts in solution, namely calcium sulfates and carbonates, magnesium hydroxide, silicon, strontium, and barium salts.

\* The F-to-S conversion ratio CR is  $\frac{\text{fresh output}}{\text{saline input}} \times 100$

The characteristics of obtainable modules are given in table underneath.

Module characteristics	Tubular	Spiral	Hollow fibre
Membrane area per unit volume	300	1000	15000
Relative value	1	3	50
Specific flowrate under standard conditions (~30 bars)	300 à 1000	300 à 1000	30 à 100
Relative value	1	1	0.1
Production capacity per unit volume	100 à 300	300 à 1000	450 à 1500
Relative value	1	3	5
Pretreatment necessary	Very simple	Medium	Substantial
Tendency to foul	Slight	Medium	Strong
Module delouing method	Flushing	Impossible	Impossible
	With chemicals	Possible	Possible

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- (1) : BOUGARD.J. "Distillation solaire de l'eau de mer et des eaux saumâtres"; Faculté Polytechnique de Mons et Université Libre de Bruxelles. 1982.
- (2) : " L'utilisation des procédés à membranes dans le traitement des effluents industriels". AULAS.F;RUMEAU.M;TYBURCE.B. Science et Techniques de l'Eau. Vol.16,N<sup>o</sup>.3,1983.(Pages 261 à 274).
- (3) : VAILLANT.J.R."Les problèmes du dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres". Editions Eyrolles,1970.
- (4) : "Energie solaire et dessalement de l'eau de mer".MAUREL.A; extrait de la revue la Technique de l'Eau;N<sup>o</sup> 430/431, octobre-novembre,1982.
- (5) : "Couplage d'une unité de dessalement par thermo-compression avec des capteurs theks".DOMENECH.S,GROS.B,ENJALBERT.M. Revue Internationale d'Héliotechnique.2<sup>ème</sup> semestre 1982.(Pages 43 à 47).
- (6) : EINCHENBAUM.C,DE GEVIGNEY.G,MAGVIN.J.C."Comparaison des filières de conversion d'énergie solaire par voie thermique basse température et par voie photovoltaïque. Application au pompage de l'eau pour irrigation et au dessalement par osmose inverse au Niger". C.E.N/Cadarache, Service d'Etudes Energétiques. France, Juillet 1984.
- (7) : COLLIER.E.P.,FULTON.J.F."Water desalination",Department of Energy, Mines and Resources,Ottawa,Canada, 1967.
- (8) : "Sun powered reverse osmosis".(voir annexes(ref(8)),page 91).
- (9) : "Energie solaire et dessalement de l'eau de mer".MAUREL.A;Revue Internationale d'Héliotechnique. 1<sup>er</sup> semestre 1982.
- (10): "dessalement par distillation solaire à effets multiples". MAUREL.A,Revue Internationale d'Héliotechnique. 2<sup>ème</sup> semestre 1983. (Pages 55 à 59).
- (11): "Solar desalination for irrigation".SAASK.A,The Courier,N<sup>o</sup> 59, january-february 1980.
- (12): GEVIGNEY.G."Synthèse sur les procédés de dessalement adaptés à l'énergie solaire".C.E.N./France.Rapport technique DRE/SEEN/LENS/84/268, Colloque Afèdès du 7 mars 1984.
- (13): KEITA. EL HAKI,"Introduction à l'analyse de faisabilité.(Approche Globale. Théorie et Cas)".
- (14): "Dessalement et énergie solaire".MAUREL.A, 2<sup>ème</sup> séminaire sur l'énergie solaire,Trieste 1980,U.S.T.L.,Montpellier.
- (15): VAILLANT.J.R,"Accroissement des ressources en eau".Editions Eyrolles,1977.
- (16): "Taking the Salt Out of Sea Water",SCHULMAN. ROGER with CYNTHIA

.../...

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES (suite)

- CATTERSON, DAVID LEWIS and ELISABETH COLTON. *Newsweek*/ 25 février 1985.
- (17): BEDARD.D, "Optimisation et diffusion du distol", C.E.R.E.R, 1984.
- (18): "Le dessalement de l'eau de mer". MAUREL.A, La Recherche N<sup>o</sup> 120 mars 1981.
- (19): LUBIS.A, "Solar villages in Indonesia" Asset 6/8/1984.
- (20): "Fluoroses dentaires et eaux souterraines: l'exemple du Sénégal".  
TRAVI.Y, LE COUSTOUR.E; Eau du Québec, Vd 15 N<sup>o</sup> 1, 1982.
- (21): MINISTERE DE L'EQUIPEMENT, "Approvisionnement en eau potable de Djiffère",  
Direction des Etudes et de la Programmation, 1979.
- (22): "Eau douce", Le nouvel observateur. 10-05-1985.
- (23): GUEYE P., "L'utilisation rationnelle des ressources hydriques pour  
l'approvisionnement en eau des villes sénégalaises". Projet de Fin  
d'Etudes, E.P.T., 1981.
- (24): TOURE M., "Dessalement de l'eau de mer". Projet de Fin d'Etudes, E.P.T., 1979.
- (25): GOMELLA C. et GUERREE H., "La distribution d'eau dans les agglomérations  
urbaines et rurales". Editions Eyrolles, 1970.
- (26): CENTRE D'ETUDES ET DE RECHERCHE SUR LES ENERGIES RENOUVELABLES (DAKAR),  
"Evaluation des potentiels solaires et éoliens du Sénégal". Dakar, 1983.
- (27): "Mémento technique de l'eau". Dégremont 1972. (Page 365, chapitre 12:  
Séparation par membranes).

\*

\*

\*

.../...