

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

lex

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet : Etude comparative de deux procédés
de dessalement d'eau saumâtre.
Electrodialyse et Osmose inverse.

Proposé par : NEZZAL

Etudié par : BELKACEMI
CHIKHI

Promotion :

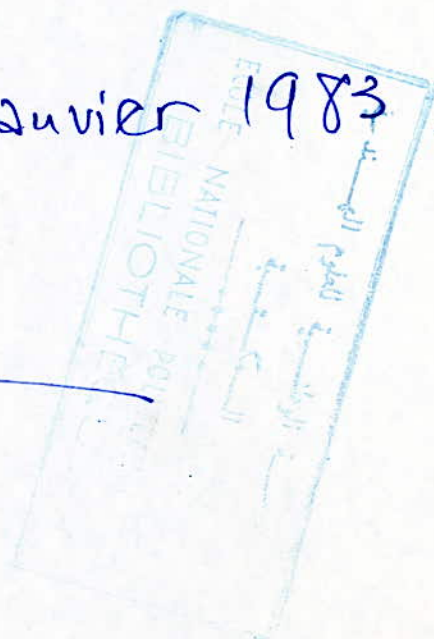
Titre: Etude comparative
de deux procédés de
dessalement d'eau
saumâtre.

ELECTRODIALYSE et OSMOSE
INVERSE.

Etudié par BERKASMI
CHIKHI.

Proposé par Mme NEZZAL.

Promo: janvier 1983.



••• DEDICACES •••

— A mes chers parents

— à ma femme

— et tous mes frères et soeur

— ainssi que mes ami(e)s

— Khaléd —

••••• DEDICACES •••••

A mes parents

A mes frères et sœurs

et tous mes amis.

— Saâdane —

Remerciements

Au terme de ce travail, qu'il nous soit permis d'adresser nos vifs remerciements et notre profonde reconnaissance à M^{me} NEZZAL, notre promotrice pour la bienveillante attention avec laquelle elle nous a aidés, dans l'élaboration de ce projet et son extrême gentillesse.

Nos remerciements s'adressent également à M^{rs} REHI, AIT SAADI, KHETTAB, ingénieurs à la SONAGTHER (DEM B^d H^d V ALGER) pour leur aide, leur collaboration et leur gentillesse.

De même, nous tenons à remercier tous les membres du jury de bien vouloir accepter de juger ce modeste travail, en particulier, M^{lle} K. ALIA, Chef de département du Génie chimique (ENPA) pour en avoir manifesté un réel intérêt.

Nous ne saurons oublier, M^{rs} BOUZEGRANE Hourad, M^{rs} CHIKHI LAZHAR, Mohamed, M^{lle} BELKACEMI FATIHA, de nous avoir aidés dans le tirage, M^r LAROUÏ M^d pour la programmation.

Que tous ceux qui ont contribué, même de loin, à notre formation et tous nos camarades de promotion trouvent ici, l'expression de notre profonde gratitude.

= JURY =

- Mlle K. ALIA chef du département du génie - chimique (ENPA)
- M^{me} NEZZAL chef du département du génie - sanitaire (ENPA).
- M^e HASSAÏNIA Directeur de l'institut hydraulique de Blida (IHB)
- M^r TYSZKOWSKI Professeur au génie chimique - ENPA -

Invités :- M^e REHI ingénieur à SONAGT^m
ALGER -
- M^r AIT SAADI ingénieur à SONAGT^m

Table des matières

Introduction ----- page 1

Partie théorique

* chapitre 1: énumération et classification des procédés de dessalement ----- page 5

* chapitre 2: dessalement d'eau par osmose inverse. ----- page 6

* chapitre 3: dessalement d'eau par électrodialyse. ----- page 13.

Normes et qualité des eaux.

* chapitre 1: qualité des eaux ---- page 20

* chapitre 2: Normes des eaux --- page 20

Considérations technologiques

* chapitre 1: osmose inverse ---- page 21

* chapitre 2: électrodialyse ---- page 2

Résultats expérimentaux

* chapitre 1: Analyse de l'eau du forage de Sidi-Khaled (W. BISKRA). ----- page 30

* chapitre 2: essais de floculation -- page 16

Dimensionnement de l'unité de dessalement par osmose inverse.

* chapitre 1: Refroidissement. ----- page 33

* chapitre 2: filtration. ----- page 50

* chapitres 3: Généralités sur le pré-traitement

en électro * chapitre 4: Calculs du Pré-traitement

* chapitre 5: Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse ----- page 70

* chapitre 6: Calcul du Post-traitement et mesures de sécurité. ----- page 104.

Suite table des matières.

Dimensionnement de l'unité de dessalement d'eau par électrodialyse.

* chapitre 1: choix du procédé et du matériel "IONICS" ---- page 108

* chapitre 2: les équations de dimensionnement. ----- page 111

* chapitre 3: Généralités sur les pré-traitements en électrodialyse. page 121

* chapitre 4: Les calculs de l'installation de l'électrodialyse. 1- --- page 123.

* chapitre 5: Post-traitement. .. page 137

Calculs économiques

* chapitre 1: Bilan d'exploitation de l'osmose inverse. ----- page 139

* Chapitre 2: Bilan d'exploitation d'électrodialyse. page 144

Conclusion générale.

INTRODUCTION

L'homme moderne, porté par sa civilisation technologique, comblé par sa puissance d'action a par contre perdu le respect qu'il portait jadis à l'eau, par son gaspillage.

La notion de pénurie se fait jour dans l'esprit des spécialistes, elle est évidente pour les habitants des régions arides et elle est plus ou moins inconsciente pour ceux des régions plus favorisées.

L'eau est une source abondante dans la nature, son volume est estimé à environ $1,4 \cdot 10^{18} \text{ m}^3$ (d'après HALBASS)(1), correspondant à environ 0,3 milliard de m^3 par habitant.

Le taux de consommation d'eau par habitant est un indice de développement d'un pays.

La disponibilité d'eau (pure) est devenue une préoccupation importante. Les efforts se multiplient en vue de la préservation et le renouvellement de cette ressource vitale.

Trois raisons essentielles justifient ces efforts suivant la qualité de l'eau existant dans la nature:

- a) 97% d'eau constitués d'océans et mers à très forte salinité $\approx 35 \text{ g/l}$, ne peuvent donc pas être utilisés tels quels.
- b) 2,2% de glaciers, eau douce mais difficilement utilisable.
- c) 0,8% d'eau douce provenant des lacs, cours d'eau, nappes souterraines.

En ALGERIE, les ressources en eaux sont souvent inexploitées et pas encore mobilisées, et surtout inégalement réparties.

Pour faire face au problème d'indisponibilité d'eau douce, le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres est devenu une nécessité.

Comment se pose ce problème ?

Actuellement, divers procédés de dessalement d'eau mettent en jeu des techniques très perfectionnées et sûres.

Mais à quel prix peut-on dessaler une eau ?

C'est cette question de prix de revient par m^3 d'eau douce qui est fondamentale et d'actualité.

De toutes les techniques utilisées à présent, on en relève deux :

- L'OSMOSE INVERSE
- L'ÉLECTRODIALYSE

dont les performances ne cessent de s'améliorer.

En effet pour :

* L'ÉLECTRODIALYSE :

- en 1890 : les phénomènes de la perméabilité des ions vis-à-vis des membranes sélectives ont été étudiés pour la 1^{ère} fois.
- en 1910-1920 : Premières tentatives de purification de l'eau par des membranes sélectives (2), depuis le développement de ces membranes à grande sélectivité a été le principal soucis.
- 1935 : Les résines échangeuses d'ions sont utilisées
- 1950 : Naissance de l'industrie d'eau pure par électrodialyse aux U.S.A ()
Les premières unités d'électrodialyse pour les besoins de la population en eau déminéralisée furent construites en 1958 à COALINGA-CITY (CALIFORNIE U.S.A).

D'autres pays comme la FRANCE, HOLLANDE, JAPON, ANGLETERRE ont développé, l'industrie des membranes.

Actuellement le marché de cette industrie est dominé par IONICS CORPORATION USA contrôlant plus de 50% des unités existant mondialement. (3)

En ALGERIE plusieurs unités sont construites par IONICS à HASSI-MESSAOUD par exemple.

* L'OSMOSE INVERSE :

- Les procédés des phénomènes d'OSMOSE étaient étudiés variablement.

Aux plus éloignées des indications " Le nom "OSMOSE INVERSE" et le concept de traitement de l'eau est mis au point pour la 1^{ère} fois en PENNSYLVANIE (U.S.A) où un brevet est issu sous le nom "REVERSE OSMOSIS" pour la fabrication d'une membrane à support poreux en porcelaine. (3)

Evidement ce processus fut un échec commercial.

- Travaillant à l'université de FLORIDE, REID et BRETON ont démontré en 1952 que la membrane en acétate de cellulose peut être utilisée pour dessaler une eau par osmose inverse. Cette membrane a de bonnes caractéristiques de rejet mais le flux en eau produite est faible. (3)

- En 1950 Les recherches de LOEB et SOURIRAJAN ont conduit à la mise au point d'une membrane à grand flux de production. (3)

- En 1966-1968, le dessalement par osmose inverse utilisait les configurations membranaires suivantes:

- ** PLATE
- ** TUBULAIRE
- ** SPIRALE

Cette dernière était la plus commercialisée par GÉNÉRAL ATOMIC CORPORATION (Aujourd'hui UOP SAN-DIEGO).

- En 1970 Dow-chemical and Dupont, ont mis au point la membrane à fibre creuse.

Dupont DE NEMOURS améliora cette membrane en utilisant un polymère synthétique (POLYAMIDE).

A présent, seules les membranes à fibres creuses et spirales sont généralement commercialisées.

De grandes installations sont implantées à JEDDAH (ARABIE SAOUDITE), capacité de production 12100 m³/j.

- à PUNTA MORON (Vénézuëla) utilisant la membrane à fibres creuses.

En ALGERIE, plusieurs unités sont fonctionnelles, à titre d'exemple :

- UNITE SONIC MOSTAGANEM. (46000 m³/j.)
- UNITE DE OULED - DJELLAL (36 m³/j.)

Les grands événements à retenir traitant sur le dessalement d'eaux et sa nécessité ont été :

- 1952 - Le congrès Américain crée L'office of SALINE WATER^(*) ayant pour mission de promouvoir des études économiques concernant le dessalement d'eau.

- Juin 1962 - Le premier symposium de l'eau s'est tenu à ATHENES sous l'égide de la Fédération européenne du Génie - chimique (4)

- 62 - 67, un 2^{ème} symposium fut organisé à WASHINGTON DC (4)

Aussi d'après ce qui a été dit, nous est-il opportun de-

- 1°) Faire une approche théorique et critique des procédés de dessalement d'eau par OSMOSE INVERSE et ÉLECTRODIALYSE
- 2°) Considérer l'application de ces deux techniques pour déminéraliser l'eau d'une nappe albienne de Sidi-Khalaf (WILAYA DE BISKRA) -
- 3°) Dimensionner l'installation de dessalement.
- 4°) Enfin, répondre à la question du Prix de revient/m³ et ceci par une étude économique comparative entre les 2 procédés.

PARTIE THEORIQUE

Théorie .OSMOSE INVERSE et INTRODUCTION

Liste des principaux symboles et unités

SYMBOLES	DÉSIGNATIONS	unités
Π	pression osmotique	bar. et dynes/cm ²
T	Température thermodynamique	°K.
V ₁	volume molaire partiel	cm ³ mole ⁻¹
R	constante des gaz parfait	cm ³ bar K ⁻¹ mole ⁻¹
a	activité	moles/cm ³
z	fraction molaire	-
N	Nombre de moles	-
C	concentration	moles/cm ³
D	coefficient de diffusion	cm ² /s
P	Pression	dynes cm ⁻²
μ	Potentiel chimique	-
J ₁ et J ₂	FLUX du solvant et soluté à travers la membrane	g cm ⁻² s ⁻¹
ΔX	épaisseur effective de la membrane	cm.
K	coefficient de partage	-
A	perméabilité de la membrane au solvant	g cm ⁻² s ⁻¹ bar ⁻¹
B	perméabilité de la membrane au soluté	cm/s
γ	facteur de polarisation.	-
δ	épaisseur de la couche limite	cm.
k _o	coefficient de transfert de matière	cm ² s g ⁻¹ .

Les indices:

- 1: solvant
- 2: soluté.
- m: membrane
- s: solution
- o: alimentation
- p: production
- lim: limite.

Chapitre 1 ENUMERATION ET CLASSIFICATION DES PROCÉDES DE DESSALEMENT

Nous pouvons classer les procédés de dessalement tenant compte de la forme ou phase (vapeur, liquide, solide), sous laquelle l'eau douce est séparée.

On distingue :

- 1) Les procédés qui font intervenir un changement de phase.
 - DISTILLATION
 - CONGÉLATION.
- 2) Les procédés agissant sur les liaisons chimiques.
 - ÉCHANGE D'IONS
 - EXTRACTION PAR SOLVANTS SÉLECTIFS.
 - EXTRACTION PAR FORMATION D'HYDRATES SOLIDES
- 3) Les procédés utilisant des membranes synthétiques.
 - ELECTRODIALYSE
 - OSMOSE INVERSE
 - ULTRAFILTRATION.
 - OSMO-IONIQUE.

Chapitre 2 DESSALEMENT D'EAU PAR OSMOSE INVERSE

I) Définitions et principes:

1) L'osmose est le transfert de solvant (généralement l'eau), à travers une membrane semi-perméable sous l'action d'un gradient de concentration.

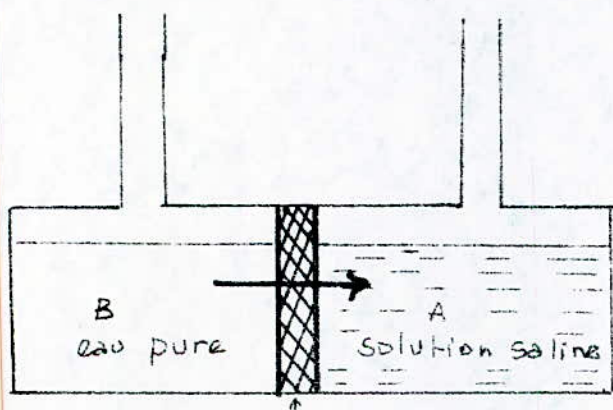
L'osmose inverse est née de la constatation de la réversibilité du phénomène d'osmose naturelle.

Sur la figure (1) sont représentées, une solution aqueuse de sels minéraux (compartment A) et de l'eau pure (compartment B).

L'osmose naturelle se traduit par le passage d'eau pure du compartment B vers le compartment A. Le niveau s'élève dans ce dernier jusqu'à ce que la pression engendrée par la colonne du liquide annule le flux d'eau pure, figure (2).

L'équilibre osmotique est alors atteint.

La valeur de cette pression hydrostatique est appelée pression OSMOTIQUE π de la solution A.



membrane semi-perméable.

Fig 1 OSMOSE NATURELLE

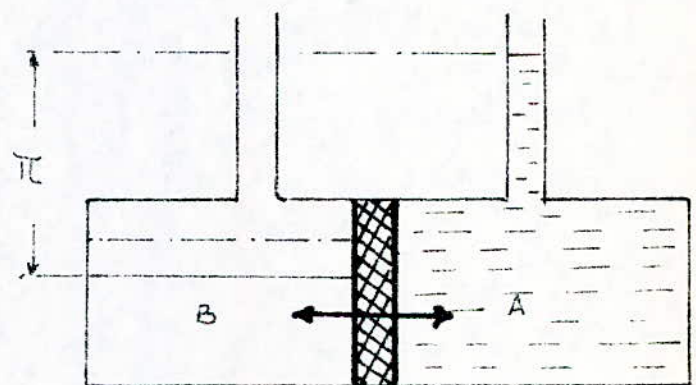


Fig 2: ÉQUILIBRE OSMOTIQUE.

Si on applique au dessus de la solution saline A, une pression hydrostatatique supérieure à la pression osmotique, on observe un écoulement d'eau pure en sens inverse du précédent, les sels étant retenus par la membrane.

C'est le phénomène d'OSMOSE INVERSE. figure (3).

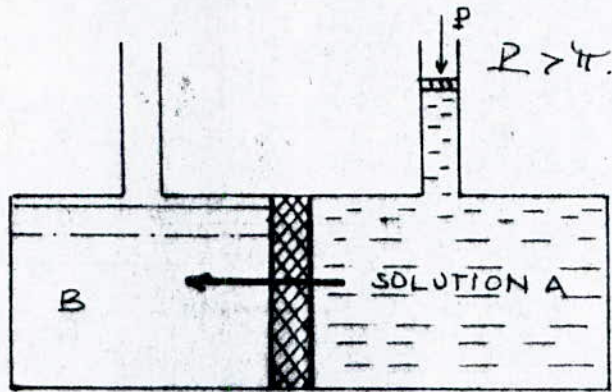


fig 3. OSMOSE INVERSE

L'acte principal de l'osmose inverse est une filtration moléculaire et ionique

2) Définition de la Pression osmotique π - Loi de VAN'THOFF.

La pression osmotique d'une solution est fonction de l'activité du solvant.

①
$$\pi = - \frac{RT}{V_1} \ln a_1$$
 c'est la loi de VAN'THOFF (1)

où π (bar) :

- R : constante des gaz parfaits ($\text{cm}^3 \cdot \text{bar} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mole}^{-1}$).
- T : Température thermodynamique (K).
- V_1 : volume molaire partiel du solvant ($\text{cm}^3 \cdot \text{mole}^{-1}$).
- a_1 : activité du solvant incompressible.

Dans le cas des solutions diluées, a_1 est assimilée à la fraction molaire $x_1 = 1 - x_2$.

$$\pi \approx - \frac{RT}{V_1} \ln x_1 = - \frac{RT}{V_1} \ln (1 - x_2)$$
 où x_2 : fraction molaire du Soluté.

or $\ln(1 - x_2) \approx (x_2 + \frac{1}{2} x_2^2 + \dots)$ si x_2 est petit devant 1.

alors $\pi' = + \frac{RT}{V_1} x_2$ si nous négligeons les puissances $\gg 2$.

$$x_2 = \frac{N_2}{N_1 + N_2}$$
 N_1, N_2 nombres de moles du solvant et du Soluté.

$N_1 V_1 =$ volume du solvant \approx volume de la solution $= V$
 $N_2/V = C$ concentration du soluté dans la solution. moles/cm³

d'où $\pi = \frac{RT N_2}{V} = CRT$

② $\pi = CRT$ (2)

II) Mécanisme de TRANSFERT:

Plusieurs théories ont été avancées pour décrire les transferts de matière à travers les membranes semi-perméables et expliquer le mécanisme de la sélectivité des membranes.

Il a été constaté que les modèles poreux relatifs aux membranes semi-perméables ne concordent en aucune façon avec l'observation. (2)

Il faut considérer une membrane d'osmose inverse comme une barrière de diffusion non poreuse où les transferts s'effectuent par dissolution des espèces moléculaires, puis diffusion de celles-ci (solutés, solvant) sous l'effet de gradients de concentration et de pression qui modifient le potentiel chimique (μ) de la solution dans le matériau membranaire. (2)

1) Flux de solvant et de soluté:

L'équation générale donnant le flux J d'un composant i à travers une membrane d'épaisseur e est:

③ $J_i = \frac{-D_i C_i}{RT} \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial c_i} \text{grad} C_i + \frac{\partial \mu_i}{\partial P} \text{grad} P \right)$ (3)

où D_i : coefficient de diffusion de i dans la membrane.

C_i : concentration de i dans la membrane.

P : pression

μ_i : potentiel chimique de i .

Nous nous plaçons dans le cas d'un seul soluté et solvant

Nous notons ① pour le solvant.

② pour le soluté.

par intégration de (3) nous obtenons:

$J_1 = \frac{-D_1 C_1 V_1}{RT \Delta x} (\Delta P - \Delta \pi)$ ④

où: J_1 : flux de solvant à travers la membrane ($\text{g cm}^{-2} \text{s}^{-1}$).

D_1 : coefficient de diffusion du Solvant dans la membrane (cm^2/s).

C_1 : concentration moyenne du Solvant dans la membrane (g/cm^3).

V_1 : volume molaire du Solvant (cm^3/mole).

ΔX : épaisseur effective de la membrane (cm).

ΔP : différence de pression de part et d'autre de la membrane (dynes/cm^2).

$\Delta \pi$: différence de pression osmotique (dynes/cm^2).

en supposant que $D_1 \neq f(C_1)$ et que les propriétés de la membrane sont indépendantes de la pression.

Si les membranes sont très sélectives, le terme $V_1 \text{ grad } \bar{P}$ est négligeable devant $\partial \psi_i / \partial c_i \text{ grad } \bar{c}_i$.

d'où
$$J_2 = -D_2 \frac{\Delta \bar{C}_{2m}}{\Delta X} = -D_2 K \frac{\Delta \bar{C}_{2s}}{\Delta X} \quad (5) \quad \Delta \bar{C}_{2m} = K \Delta \bar{C}_{2s}$$

où: J_2 : flux du soluté à travers la membrane ($\text{g cm}^{-2} \text{s}^{-1}$).

D_2 : coefficient de diffusion du soluté dans la membrane (cm^2/s).

\bar{C}_{2m} : concentration moyenne du soluté dans la membrane.

\bar{C}_{2s} : concentration moyenne du soluté dans la solution.

K : coefficient de partage.

ΔC_2 : différence de concentration du soluté.

Si aucunes des propriétés de la membrane ne dépend de la pression ou de la concentration à une température donnée:

$$-\frac{D_1 \bar{C}_1 V_1}{RT \Delta X} = A \quad \text{et} \quad -\frac{D_2 K}{\Delta X} = B.$$

A : Perméabilité de la membrane au solvant. ($\text{g cm}^{-2} \text{s}^{-1} \text{bar}^{-1}$)

B : Perméabilité de la membrane au soluté. (cm/s)

d'où les relations fondamentales en osmose inverse:

$$\begin{aligned} J_1 &= A (\Delta P - \Delta \pi) \\ J_2 &= B \Delta C_{2s} \end{aligned} \quad (6)$$

2) Taux de rejet: (R): Le taux de rejet est la fraction de soluté qui est retenue par la membrane.

$$R = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0} \quad (7)$$

où C_p : concentration du soluté dans l'eau produite.

C_0 : concentration du soluté dans l'eau d'alimentation.

3) Influence de la pression sur R

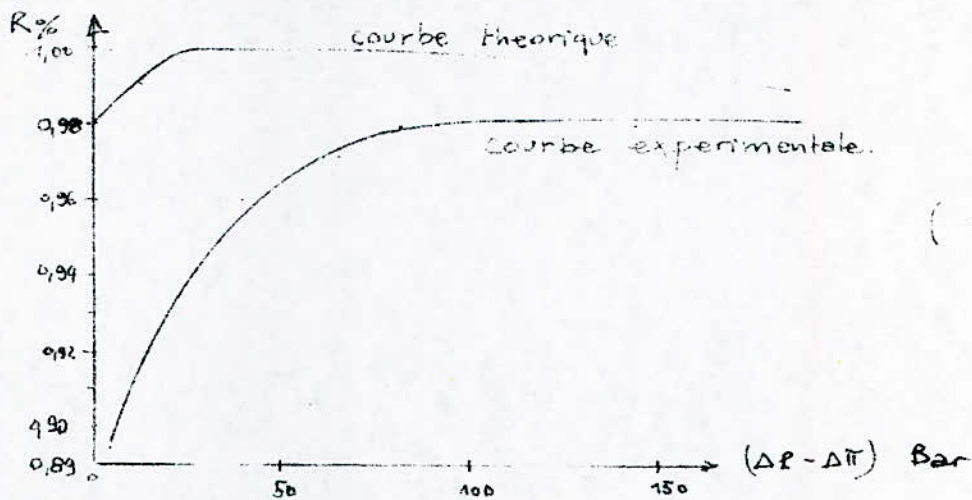
Bilan matière: $J_2 = J_1 C_p$ (8) (conservation de masse de soluté).

La combinaison de (6), (7), (8) donne:

$$R = \frac{A (\Delta P - \Delta \pi)}{A (\Delta P - \Delta \pi) + B} \quad (9)$$

Le passage du sel (salt passage SP) = $A - R = C_p / C_o$

Variation de R avec $(\Delta P - \Delta \pi)$.



4) Influence de la température:

L'augmentation de A en fonction de la température T est due à l'augmentation de l'énergie d'activation du solvant.

$$A_t = A_{20^\circ C} \exp \left(9,48 - \frac{2778}{273+t} \right) \quad (10) \quad (5)$$

$A_{20^\circ C}$: perméabilité au solvant à $20^\circ C$.

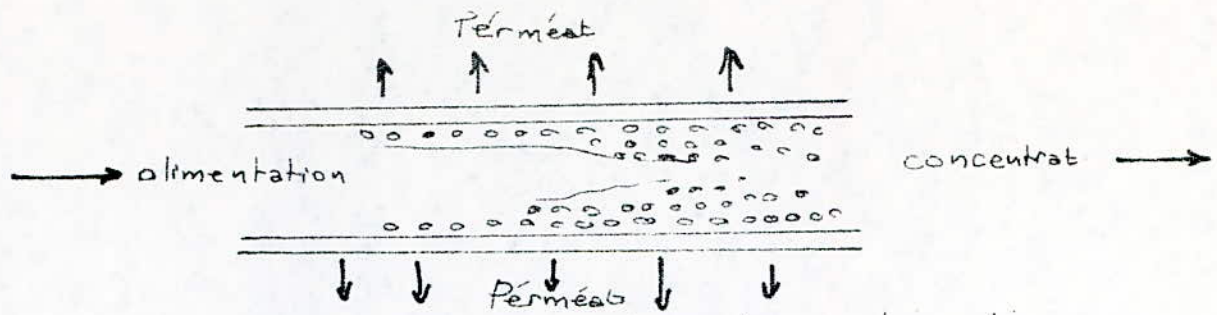
t: température en $(^\circ C)$.

III) Phénomène de Polarisation:

1) Nature du Phénomène:

Les membranes d'osmose inverse ont la propriété d'effectuer des séparations à l'échelle moléculaire, d'où accumulation progressive des molécules arrêtées le long de la membrane.

C'est le phénomène de Polarisation de Concentration. Si C_{lim} désigne la concentration du soluté arrêté près de la membrane et C_o la concentration moyenne du soluté dans la solution le facteur de Polarisation est $\gamma = \frac{C_{lim}}{C_o}$ (11)



Formation de la couche de polarisation

2) Effets sur le taux de rejet et sur le flux:

a) Sur le flux:

L'augmentation de la concentration près de la membrane fait augmenter la pression osmotique de la solution ($\pi = CRT$).

or le flux du solvant est exprimé par $J_1 = A(\Delta P - \Delta \pi)$
ce qui entraîne donc une diminution de J_1

b) Sur le taux de rejet:

Une augmentation de la concentration près de la membrane se traduit également par une diminution du taux de rejet R .

Voir graphe $R = f(\Delta P - \Delta \pi)$

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_{li}} \cdot \frac{C_{li}}{C_0} = 1 - \gamma \frac{C_p}{C_{li}} = 1 - \gamma \frac{J_1}{B \Delta X C_0}$$

3) Les phénomènes Secondaires:

Des phénomènes secondaires peuvent avoir lieu quand la concentration atteint certaines valeurs. La solubilité des sels peut être atteinte entraînant la formation de tartre (précipités de $CaCO_3$, $CaSO_4$ etc...).

diminuant ainsi le flux de l'eau produite.

4) Détermination du facteur de Polarisation: γ . (6)

La concentration du soluté le long de la membrane augmente jusqu'à ce qu'un équilibre entre le flux de soluté transféré à travers la membrane sous l'action d'un gradient de pression et le flux du soluté qui diffuse en sens inverse (retrodiffusion) sous l'action d'un gradient de concentration s'établisse.

$$\text{d'où } \boxed{J_1 C - D_s \frac{dc}{dx} = 0} \quad (12)$$

L'intégration de cette équation différentielle nécessite la connaissance des caractéristiques de la membrane (selectivité, perméabilité), les caractéristiques de la solution et les conditions hydrauliques d'écoulement

γ peut être calculé par la théorie du film.
 Cette théorie suppose l'existence d'une couche limite d'épaisseur δ située près de la membrane où la vitesse est nulle.

L'intégration de (12) donne:

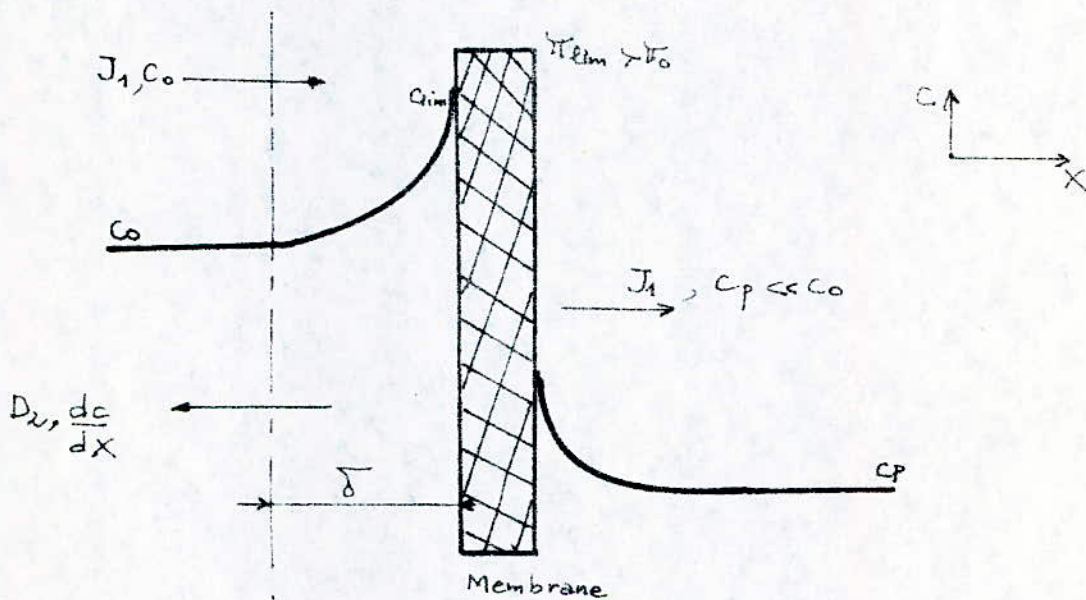
$$\ln(C_{lim}/c_0) = J_1 \delta / D_2$$

d'où
$$\gamma = C_{lim}/c_0 = \exp(J_1 \delta / D_2) \quad (13)$$

$D_2/\delta = k_0$: coefficient de transfert de matière

$$\gamma = e^{J_1/k_0}$$

Profil de concentration:



en conclusion,

L'osmose inverse est régie par un mécanisme de transfert de type diffusif.

Son action sur la déminéralisation de l'eau est amoindrie par les phénomènes d'entartrage et de polarisation qui limitent son efficacité.

Références

INTRODUCTION.

1. Gomella C. la soif du monde et le dessalement des eaux 245 p. 1967.
2. THE US AID DESALINATION MANUAL AOUT 1980
CH2M HILL INTER. COR. WASHINGTON D.C. USA.
page 6-5 et 6-6.
3. The USAID DESALINATION MANUAL page 5-11.
4. VAILLANT J.R. le problème de dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres.
243 p. 1970 ED. EYROLLES.

Références

THÉORIE OSMOSE INVERSE.

1. MERTEN U. DÉSSALEMENT PAR OSMOSE INVERSE
1966. Press Cambridge.
2. Dégremont Memento technique de l'eau 1978.
3. LACEY et LOEB les procédés industriels à membranes 360p 1972 Wiley Interscience.
- 4.
5. LONSDALE - MERTEN - RILEY
Transport properties of cellulose acetate osmotic membranes.
Journal appl. Polymer Sci. USA (9) 1965
pages 1341-62.
- 6 - SHERWOOD (T.K) BRIAN, and FISHER
Desalination by Reverse Osmosis USA
6 N°1 1967 pages 2-12 Ind. Ing. chemical.

Théorie électrodialyse.

Listes des principaux symboles et unités.

SYMBOLES	DÉSIGNATIONS	unités
F	Force	N.
\mathcal{U}	potentiel électrique	unité SI.
v	vitesse d'une particule	m/s
u	mobilité électrique	-
$\omega = 6\pi\eta r$	coefficient de STOKES	-
Δx	épaisseur de la membrane	cm.
z	valence	-
e	charge électrique	coulombs
E	champ électrique	unité SI.
η	viscosité dynamique du milieu	g/cm.s.
r	rayon des particules sphériques	cm.
e	potentiel d'électrode	volt.
R	constante des gaz parfaits	-
F	constante de Faraday	coulombs
$[X^*]$	concentration de l'ion X^*	moles/cm ³ .
D	coefficient de diffusion	cm ² /s
Q_s	flux \bar{a} travers une membrane sélective	
Q_i	flux \bar{a} travers une membrane inerte	
t	nombre de transport.	
i	densité de courant	mA/cm ²
δ	épaisseur de la couche limite.	cm
$d:$	distance entre les membranes	
$k:$	constante	

Chapitre 3 DESSALEMENT D'EAU PAR ELECTRODIALYSE

I) Définitions et Principe

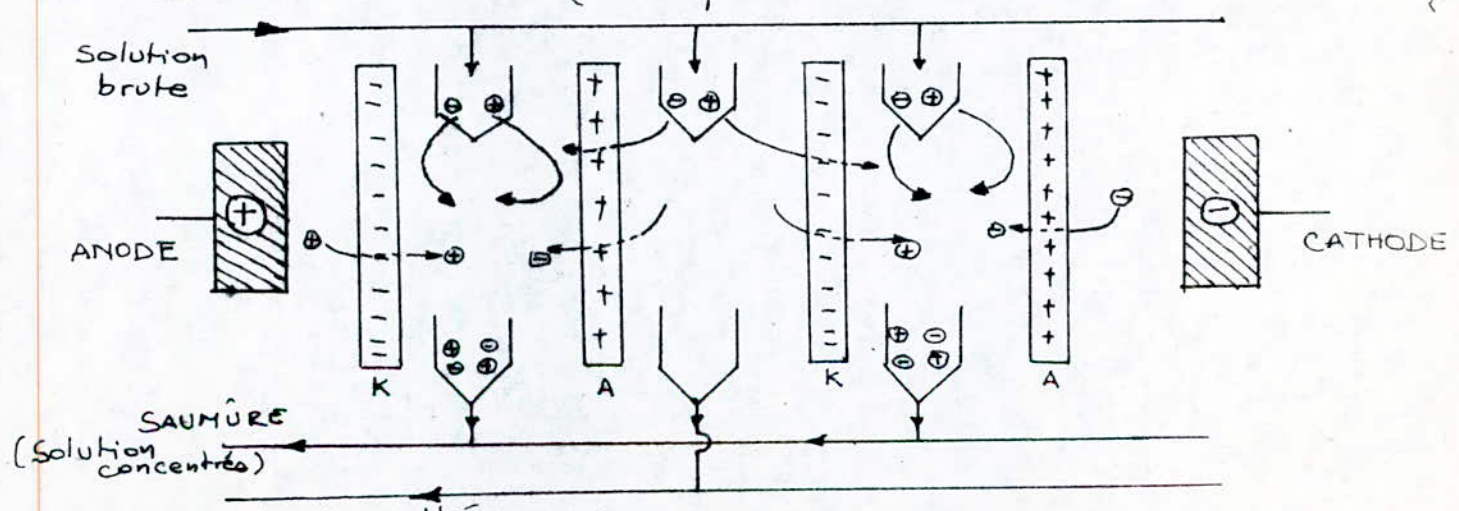
L'électrodialyse est un phénomène faisant intervenir simultanément une électrolyse et une dialyse.

Si un liquide riche en ions est soumis à un champ électrique grâce à 2 électrodes entre lesquelles on applique une différence de potentiel continue, les ions se déplacent vers les électrodes de polarité contraire. Si rien ne s'oppose à leur déplacement ils viennent se charger sur elles, il y a électrolyse.

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 le plus concentré vers le moins concentré.

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 imperméables à l'eau dites sélectives ou permiosélectives.

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



K: membrane cationique
A: membrane anionique.

II) mécanisme de transfert:

Les phénomènes qui régissent le mécanisme de transfert du processus d'électrodialyse sont la diffusion ionique et l'équilibre de DONNAN.

Dans une solution le déplacement des particules sous l'action d'une différence de potentiel quelconque U peut être considéré comme une diffusion.

S'il s'agit d'une différence de potentiel électrique de part et d'autre d'une membrane perméable uniquement aux ions, cette diffusion est une électrodialyse.

La présence de cette différence de potentiel crée une force F telle que $F = - \frac{\partial U}{\partial x}$ qui communique à la particule une vitesse limite v atteinte à l'équilibre quand la résistance opposée par le milieu à tout déplacement atteint F .

$$v \omega = - \frac{\partial U}{\partial x} \Rightarrow v = - \frac{1}{\omega} \frac{\partial U}{\partial x}$$

$\omega = 6\pi\eta r$ (coefficient de trainée de STOCKES).

r : rayon des particules supposées sphériques.

η : viscosité dynamique du milieu.

$$\frac{\partial U}{\partial x} = E \quad \text{champ électrique}$$

d'une façon générale, pour une particule (ion) de charge $-ze$ de valence z .

$$v = \frac{ze}{6\pi\eta} \cdot E$$

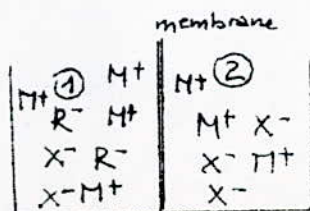
Si $E = 1$ unité SI

$$\textcircled{1} \quad v = u = \frac{ze}{6\pi\eta} \quad \text{mobilité électrique de l'ion. (1)}$$

Equilibre de DONNAN: Soient 2 compartiments séparés par une membrane.

② désigne une solution d'électrolyte complètement dissociable (M^+, X^-)

① désigne une solution contenant M^+, X^- et une solution de sel organique R^-, M^+ .



Il se produit un équilibre tel que :

$$\boxed{[M^+]_2 [X^-]_2 = [X^-]_1 [M^+]_1} \quad (2) \quad (1)$$

$[-]$: concentration.

Les ions R^- sont fixés dans le compartiment (1), il est possible d'imaginer que le milieu (1) représente une membrane comportant des R^- fixés, alors que (2) représente un milieu liquide imbibant la membrane.

$[X^-]_1, [M^+]_1$: concentrations des ions se trouvant dans le liquide imbibant la membrane.

La neutralité électrique du milieu liquide donne :

$$\boxed{[X^-]_2 = [M^+]_2} \quad (3)$$

(2) et (3) donnent $[X^-]_2 = [M^+]_2 = \sqrt{[M^+]_1 [X^-]_1}$

L'équation de Nernst appliquée à chaque compartiment donne :

pour (1) $e_1 = e_0 + \frac{RT}{F} \ln [X^-]_1$

pour (2) $e_2 = e_0 + \frac{RT}{F} \ln [X^-]_2$

$$\boxed{\Delta e = e_2 - e_1 = \frac{RT}{F} \ln \frac{[X^-]_2}{[X^-]_1}} \quad (4) \text{ est le potentiel de DONNAN attribué à la membrane elle-même.}$$

F : constante de Faraday.

Ce sont ces 2 phénomènes (diffusion ionique, équilibre de DONNAN) qui interviennent dans le mécanisme de transfert en électrodialyse à membrane sélectives.

En électrodialyse les membranes au point de vue électrochimique, présentent un arrangement régulier de groupes actifs ionisables.

Si la membrane est imbibée d'eau, par attraction électrostatique, les groupes actifs R^- ou R^+ (suivant le type de la membrane) peuvent être entourés d'ions de signe contraire.

Comme la solution contient des charges différentes, il existe réellement au voisinage de chaque groupe actif, une atmosphère ionique au sens de DEBYE-HÜCKEL.

Cette disposition dépend de la constitution de la membrane et de la concentration de la solution.

L'application de l'équilibre de DONNAN à ce milieu donne pour une membrane cationique $[R^-]$

$$[M^+]_s [A^-]_s = [M^+]_m [A^-]_m = \text{cst.} \quad (5)$$

s: solution
m: membrane

en solution, $[M^+]_s = [A^-]_s = c$ d'où $[M^+]_m \cdot [A^-]_m = c^2$ (6)

le système (membrane + solution) est électriquement neutre.

alors $[M^+] = [R^-] + [A^-]$ (7)

(6) et (7) donnent $[M^+]_s + [M^+]_m = [R^-] + [A^-]_s + [A^-]_m$
 $[A^-]_m = \frac{c^2}{[M^+]_m}$
 $[M^+]_s = [A^-]_s = c$ } système d'équations

Ce système d'équation donne une équation du 2^e degré en $[M^+]_m$

$$[M^+]_m^2 - [R^-][M^+]_m - c^2 = 0$$

$$\text{d'où } [M^+]_m = \frac{[R^-] \pm \sqrt{[R^-]^2 + 4c^2}}{2}$$

physiquement nous prenons :

$$[M^+]_m = \frac{[R^-]}{2} + \sqrt{\frac{[R^-]^2}{4} + c^2}$$

La solution étant diluée, si $[R^-]$ est très grand devant c .

il vient alors $\boxed{\begin{matrix} [M^+]_m \approx [R^-] \\ [A^-]_m \approx 0 \end{matrix}}$ (8)

C'est la démonstration mathématique de la sélectivité de la membrane vis à vis des cations basée sur un modèle mathématique construit à partir de l'équilibre de DONNAN.

Alors la membrane sera dite très sélective car il y a une véritable sélectivité qui intervient à l'interface membrane - eau.

C'est d'ailleurs l'une des limites de l'électrodialyse.

Cette théorie s'applique aussi aux membranes anioniques.

III) Limites de l'électrodialyse:

Dans la réalité la sélectivité des membranes n'étant pas parfaite, divers phénomènes entrent en jeu et dont le rôle est non négligeable par rapport à la déminéralisation proprement dite.

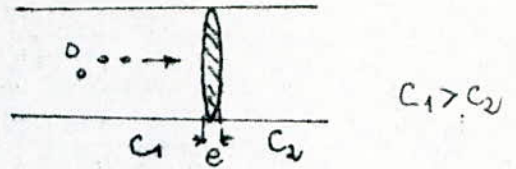
Parmi ces phénomènes nous citerons principalement la diffusion, l'électro-endosmose, la polarisation.

1) Influence de la diffusion

La membrane sépare deux compartiments de salinités différentes,

Le gradient de concentration qui en résulte va entraîner une diffusion et passage de l'électrolyte du milieu le plus concentré vers le milieu le moins concentré.
Ce passage est conditionné par la 1^{ère} Loi de FICK.

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -D \frac{\partial c}{\partial x} \quad (9)$$

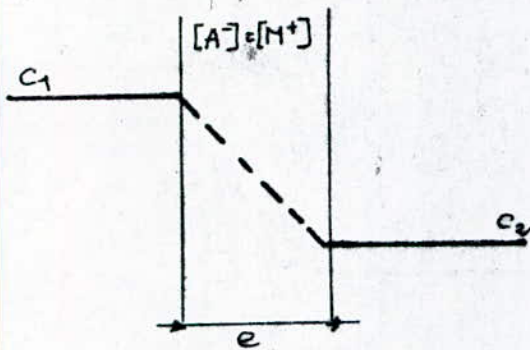


- Pour une membrane inerte Le flux sera.

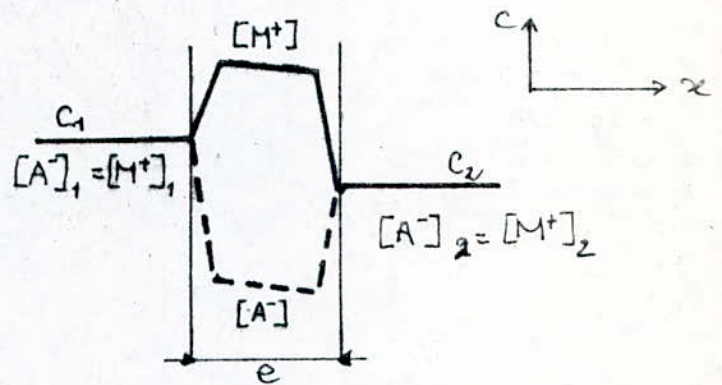
$$Q_i = D \frac{(c_1 - c_2)}{e}$$

Nous appelons membrane inerte une membrane dont la sélectivité est nulle.

- Dans le cas d'une membrane sélective, le gradient $\frac{\partial c}{\partial x}$ subit une discontinuité à chaque interface de la membrane du fait de la variation de la concentration des ions dans la solution et dans la membrane comme l'indique la loi de DONNAN.



membrane inerte



membrane sélective

Profil de concentration dans les membranes inertes et sélectives.

Pour une membrane sélective cationique le débit par diffusion pour les anions Q_s est:

$$Q_s = D \frac{([A^-]_1 - [A^-]_2)}{e}$$

$[A^-]$ est déduite d'une façon analogue à $[M^+]$ (voir effet DONNAN).

$$\text{d'où } Q_s = D \frac{\sqrt{\left(\frac{c^-}{4}\right)^2 + c_1^2} - \sqrt{\left(\frac{c^-}{4}\right)^2 + c_2^2}}{e} \quad (10)$$

- où c^- : concentration en sites actifs de la membrane.
 D : Coefficient de diffusion de l'ion.
 c_1 : concentration du soluté dans la zone de concentration
 c_2 : concentration du soluté dans la zone de déminéralisation.

L'expression ci-dessus, nous montre que lorsque la sélectivité de la membrane diminue (c'est à dire C^- diminue).

$Q_s \rightarrow Q_i$ où Q_i : flux à travers une membrane inerte.
 inversement quand la sélectivité augmente $\frac{C^-}{C_1}$ et $\frac{C^-}{C_2}$ augmentant
 alors $Q_s \rightarrow 0$.

Si bien qu'une membrane sélective donnera lieu à une diffusion de l'électrolyte moins importante qu'une membrane inerte

$$\Rightarrow \boxed{Q_s < Q_i} \quad (11)$$

Nous voyons bien que cette diffusion est un "frein" pour l'électro-dialyse.

Des calculs plus exacts permettent de montrer que

$$\boxed{Q_s = D \frac{(C_1 - C_2)^2}{e \times C^-}} \quad (12) \text{ pour une membrane sélective.}$$

Le débit Q_s est donc proportionnel à $(C_1 - C_2)^2$ ce qui limite les possibilités d'obtenir dans les compartiments une solution soit très diluée, soit très concentrée.

2) Influence de la polarisation:

Le terme de polarisation en électrodialyse a un sens analogue à celui qu'il possède dans le cas de piles ou d'électrodes. C'est un phénomène dont l'apparition est créée par le déroulement du processus d'électrodialyse et a tendance à s'opposer à ce dernier.

Soit une membrane sélective (cationique) séparant 2 compartiments d'une cellule d'électrodialyse d'un même électrolyte (M^+, A^-). Le passage de courant ionique à travers la membrane va être assuré surtout par les cations M^+ et pour une faible part par les anions A^- dans le sens inverse (inversement pour une membrane anionique).

Si t^+ et t^- désignent respectivement le nombre de transport des cations et des anions dans la solution et \bar{E}_+ et \bar{E}_- les nombres de transport dans la membrane, le courant ionique total traversant la solution, sous l'action du courant i se traduit par l'expression:

$$t_+ \frac{i}{F} - t_- \frac{i}{F}$$

F : constante de Faraday (coulombs)
 i : densité de courant (mA/cm^2).

et dans la membrane par: $\bar{E}_+ \frac{i}{F} - \bar{E}_- \frac{i}{F}$

En raison de la différence du flux des ions dans la solution et dans la membrane par suite de l'inégalité des mobilités dans les 2 milieux, il y a formation de zones à gradient de concentration sur une certaine épaisseur δ telle qu'à l'équilibre on peut appliquer la relation de

NERST - FICK - (2)

$$\boxed{D \frac{(c - c_0)}{\delta} = (\bar{E} - t) \frac{i}{\beta}} \quad (13)$$

- où D : coefficient de diffusion (en cm^2/s).
 δ : épaisseur de la couche limite (cm).
 c : concentration du soluté dans la zone de déminéralisation (eq. gr/l)
 c_0 : concentration du soluté à l'interface (membrane-solution) (eq. gr/l), avec $c > c_0$.
 i : densité de courant ($\mu\text{A}/\text{cm}^2$).

Des études expérimentales ont montré que cette épaisseur δ peut être donnée par :

$$\boxed{\delta = \frac{k}{v \cdot d}} \quad (14) \quad (3)$$

- où v : vitesse de passage du liquide dans le compartiment
 d : distance entre les membranes du compartiment.
 k : constante tenant compte des paramètres tels que : (dimensions de la cellule, type de membrane, agitation...).

Les équations (13) et (14) donnent la vitesse de passage de l'électrolyte dans la cellule.

$$\boxed{v = \frac{k i}{\beta \cdot D} \frac{(\bar{E} - t)}{c - c_0}} \quad (15)$$

en posant $K = \frac{k(\bar{E} - t)}{\beta \cdot D}$, constante pour un électrolyte donné

on a : $v = \frac{K}{d} \cdot \frac{i}{c - c_0}$

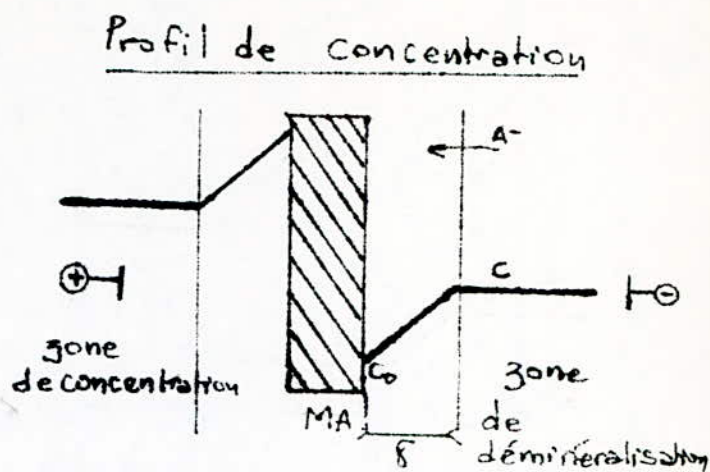
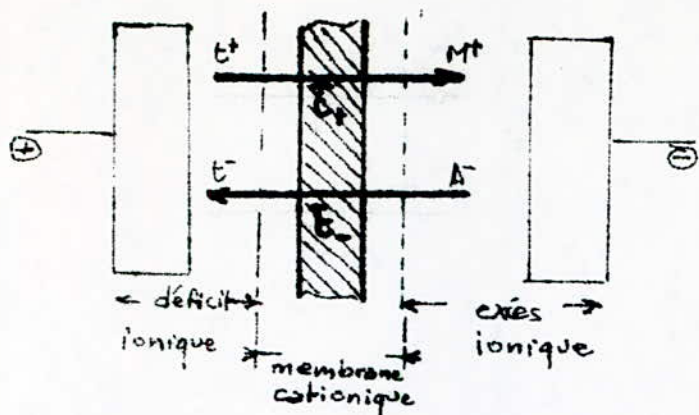
Quand la concentration à l'interface c_0 , du côté de la zone déminéralisée est nulle, une vitesse critique de passage de l'électrolyte s'établit et au dessous de laquelle le processus d'électrodialyse ne peut plus avoir lieu -

$$v_{lin} = \frac{K i}{d c}$$

à cette vitesse critique, correspond un courant limite:

tel que: $i_{lin} = \frac{D c \beta}{\delta (\bar{E} - t)}$

$\frac{i_{lin}}{c}$: caractérise la limite de la polarisation.



MA: Membrane anionique

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

- Formation près des membranes de couches limites à faible concentration qui augmentent la résistance électrique et par la même la consommation d'énergie.
- Transport du courant par les ions H^+ et OH^- de l'eau d'où diminution du rendement Faraday.
- Variations Locales du pH qui peuvent entraîner des précipitations, en particulier de $Mg(OH)_2$ quand ce dernier est présent.

3) Influence de l'électro-osmose. (4) et de l'osmose.

La déminéralisation d'une solution par électrolyse s'accompagne d'un transport d'eau, du circuit de déminéralisation vers le circuit de concentration.

Ce transport d'eau est lié aux phénomènes suivants:

- OSMOSE: dû à la différence de concentration entre les deux solutions.

- Électro-osmose, liée à la migration des ions.

Elle est le résultat de:

- Attraction électrostatique d'une charge (ion) sur un dipôle (l'eau).

- Électro-convection (drainage de l'eau par entraînement visqueux).

Le transport d'eau par ces 2 phénomènes dépend principalement de:

- la nature des membranes (capacité d'échange, pontage)
- nature des solutions (grosseur, valence, mobilité des ions)
- des concentrations dans les circuits de déminéralisation et de concentration
- Température et de la densité de courant (A).

Références : ——— THÉORIE ELECTRODIALYSE

- 1 - Électrochimie théorique L. ANTROPOV.
page 12.1 Ed. MIR MOSCOU 1979.
- 2 - Seminaire sur la technologie appropriée
ALGER 14-19 NOV 1981. A. MAUREL.
- 3 - SPIEGLER K.S. Dessalement des eaux
167 p. 1962 John Wiley and Sons.
- 4 - SEKO M. Large scale brackish water conversion
électrodialysis démonstration -
DECHEMA MONOGRAPHIEN 47 N° 805-47 - 1962.

NORMES ET QUALITÉ

DES

EAUX NATURELLES

Chapitre:1 QUALITÉ DES EAUX

L'eau contient généralement des bases et acides forts, des sels d'acide carbonique et de bases fortes, des matières organiques, des gaz dissous et libres (comme le CO_2 , O_2 , Cl_2).

On peut distinguer trois catégories de corps dissous:

* Les éléments fondamentaux: - HCO_3^-
- CO_3^{--}
- Ca^{++}
- H^+
- OH^-

* Les éléments caractéristiques: - Mg^{++}
- Na^+
- K^+
- SO_4^{--}
- Cl^-
- NO_3^-

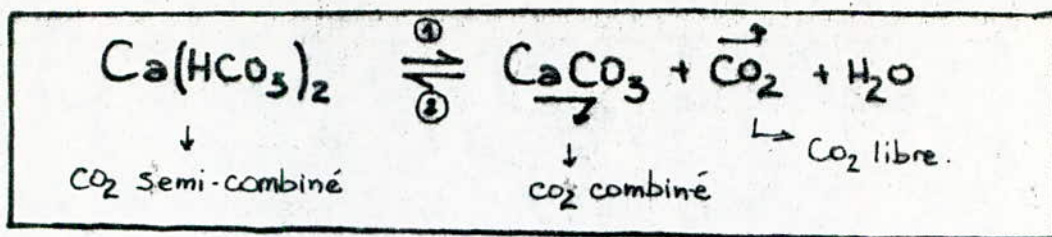
* Les éléments à l'état de traces considérés comme indésirables: - Fe^{++}
- Mn^{++}
- Al^{+++}
- Cu^{++} etc... } \Rightarrow les plus importants pour une eau souterraine.

Pour une température donnée, tous ces ions sont dans un équilibre thermodynamique et physique.

I) Equilibre calco-carbonique:

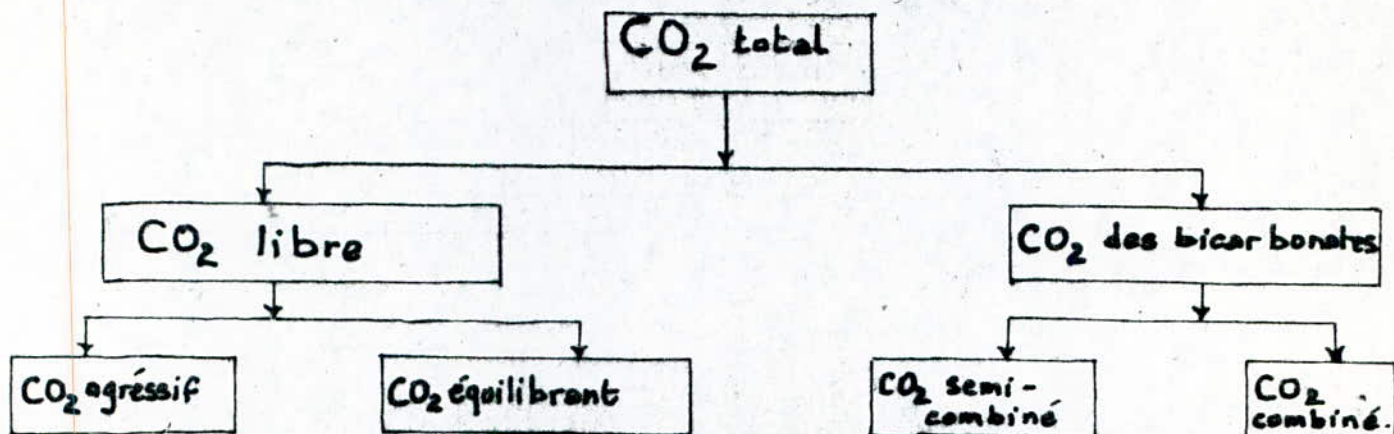
a) L'équilibre de calcium avec le gaz carbonique CO_2 est régi par des lois complexes et son déplacement peut créer des réactions chimiques de dissolution de carbonate de calcium (CaCO_3). C'est l'agressivité vis à vis du calcaire ou d'entartrage qui peuvent se superposer aux réactions électrochimiques de corrosion spécifiques des métaux.

Le bicarbonate de calcium, existe à l'état instable en solution aqueuse, il tend à perdre du CO_2 et précipiter sous forme de calcaire (CaCO_3) selon la réaction équilibrée



Pour maintenir $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ en solution il est nécessaire d'introduire une certaine quantité de CO_2 libre dit équilibrant afin de déplacer l'équilibre dans le sens $\textcircled{2}$, suivant le principe de LE CHÂTELIER.

Répartition du CO_2 dans l'eau.



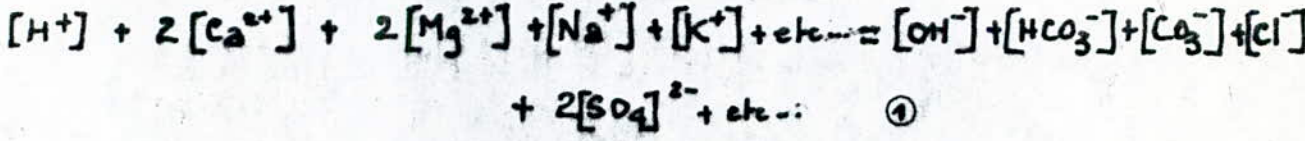
- Si le CO_2 libre est supérieur au CO_2 du maintien de $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ en solution, cet excès est agressif au marbre, (dissolution de CaCO_3).

- Si le CO_2 libre est inférieur au CO_2 équilibrant, on déplace l'équilibre dans le sens $\textcircled{1}$, l'eau est alors incrustante (il y a entartrage par CaCO_3).

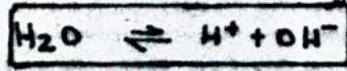
b) Etude graphique de l'équilibre calco-carbonique:

Cette étude est basée sur:

* La neutralité électrique de l'eau:



* La dissociation de l'eau: selon



la loi d'action de masse appliquée à cette réaction donne:

$$K_e = \frac{[\text{H}^+][\text{OH}^-]}{[\text{H}_2\text{O}]}$$

Tenant compte de la force ionique il vient:

$$[\text{H}^+][\text{OH}^-] = K_e \quad \textcircled{2} \quad \text{avec } pK_e = -\lg K_e$$

* Equilibre de l'eau avec H_2CO_3 .



$$K_1 = \frac{[H^+] \cdot [HCO_3^-]}{[H_2CO_3]}$$

tenant compte de la force ionique ; nous aurons

$$[H^+] \cdot [HCO_3^-] = k_1 [H_2CO_3] \quad (3) \quad \text{avec } p k_1 = p K_1 - \delta.$$



$$K_2 = \frac{[H^+] [CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]}$$

avec la force ionique nous aurons

$$[H^+] \cdot [CO_3^{2-}] = k_2 [HCO_3^-] \quad (4) \quad \text{avec } p k_2 = p K_2 - 2\delta.$$

* Produit de solubilité de $CaCO_3$.



$$K_3 = \frac{[Ca^{2+}] \cdot [CO_3^{2-}]}{[CaCO_3]}$$

$[CaCO_3]$: activité de $CaCO_3$ solide donc égale à 1, et tenant compte de la force ionique nous aurons :

$$k_3 = [Ca^{2+}] \cdot [CO_3^{2-}] \quad (5) \quad \text{avec } p k_3 = p K_3 - 4\delta.$$

$$\delta = \frac{\sqrt{I}}{1 + 1,4 \sqrt{I}}$$

dépend de la force ionique I

quand $I = 0$ $\delta = 0$. $k_3 = K_3$

$$I = \frac{1}{2} \sum_i m_i z_i^2$$

avec m_i : molarité (moles/l) de l'ion i .
 z_i : valence de l'ion i .

Dans la pratique, il est intéressant d'étudier, l'évolution de H^+ , OH^- , CO_3^{2-} , Ca^{2+} , H_2CO_3 , graphiquement.

Ces représentations donnent des renseignements sur la nature de l'eau étudiée.

Pour cela, différentes méthodes existent parmi elles, celle établie par LANGELIER (1936).

En remplaçant dans l'équation ④ la valeur de $[CO_3^{2-}]$, par celle obtenue dans l'équation ③, nous aurons:

$$[H^+] = \frac{k_2}{k_3} [HCO_3^-] \cdot [Ca^{2+}]$$

passons au -Log : $-\text{Log}[H^+] = -\text{Log}\left(\frac{k_2}{k_3}\right) - \text{Log}[HCO_3^-] - \text{Log}[Ca^{2+}]$.

en posant $C = -\text{Log}\frac{k_2}{k_3} = f(\text{Température, salinité totale})$

$$palk = -\text{Log}[HCO_3^-] = f([HCO_3^-])$$

$$pCa = -\text{Log}[Ca^{2+}] = f([Ca^{2+}])$$

or $-\text{Log}[H^+]$ par définition est le pH.

il vient :

$$\boxed{pH_s = palk + pCa + C} \quad \text{⑤}$$

Le pH_s est le pH d'équilibre ou de saturation de l'eau obtenu à partir de quatre paramètres :

- $[HCO_3^-]$: activité totale en alcalinité bicarbonatée.
- $[Ca^{2+}]$: activité du Calcium.
- Salinité totale de l'eau sous forme de l'influence de la force ionique
- La température.

Langelier a établi un indice ISL (indice de saturation de Langelier, qui est la différence entre le pH mesuré et le pH calculé à partir de l'équation ⑤).

$$\boxed{ISL = pH - pH_s} \quad \text{⑥}$$

- Si $pH < pH_s \Rightarrow ISL < 0$ l'eau est agressive.
- Si $pH > pH_s \Rightarrow ISL > 0$ l'eau est incrustante.
- Si $pH = pH_s \Rightarrow ISL = 0$ l'eau est en équilibre calca-carbonique.

Pour notre cas, nous éviterons l'entartrage par $CaCO_3$ si l'indice de saturation de Langelier pour l'eau est:

$$\boxed{ISL \leq 0} \quad \text{⑦}$$

Cette formule de Langelier est valable pour un pH mesuré compris entre 6 - 9,5. (1)

II) Dureté des eaux.

La notion de dureté est due à la présence des ions dissous dans l'eau.

On parlera de la dureté temporaire due aux carbonates de calcium et de magnésium, et la dureté permanente due aux chlorures, nitrates, et les sulfates alcalino-terreux.

La dureté s'exprime par différents titres attribués à l'eau et qui sont:

1) Le TITRE HYDROTIMÉTRIQUE (TH): Il indique la teneur globale en sels de calcium et de magnésium.

2) Le TITRE ALCALIMÉTRIQUE SIMPLE (TA): indique l'alcalinité globale de l'eau.

Il revient à effectuer une neutralisation de l'eau supposée alcaline jusqu'à $\text{pH} = 9$ (phénolphthaleïne: virage rouge au transparent).

3) Le TITRE ALCALIMÉTRIQUE COMPLET (TAC): indique l'alcalinité de l'eau.

Il revient à effectuer une neutralisation de l'eau supposée alcaline jusqu'à un $\text{pH} = 4,4$ (méthyl-orange: virage jaune à l'orange).

4) Le TITRE EN SELS D'ACIDES FORTS (SAF): indique l'acidité de l'eau due aux acides forts tels que H_2SO_4 , HCl .

III) La Turbidité:

La présence de particules non-dissoutes dans les eaux confère à celles-ci une certaine turbidité constituant un écran au passage de rayons lumineux.

Elle renseigne sur le degré de charge en particules colloïdales en suspension très fines dans l'eau.

La turbidité peut s'exprimer par les unités suivantes:

1 JTU* = 1 unité Néphélométrique = 1 ppm SiO_2 = 0,12 gouttes mastic

(* J.T.U (JACKSON TURBIDITY UNITS).

Chapitre:2 NORMES DES EAUX

Les normes applicables à l'eau de boisson préconisées et parues en 1971 sont données dans ce tableau comparatif des NORMES OMS et CEE ainsi que les normes répondant au code algérien de l'eau.

NORMES CEE (2)				NORMES OMS (2)				(*) NORMES ALGERIENNES			
Paramètres ou éléments	unités	C ₁	C ₂	Paramètres éléments	unités	C ₁	C ₂	Paramètres ou éléments	unités	C ₁	C ₂
COULEUR	mg/l	5	20	Couleur	mg/l	5	50	couleur	mg/l	-	-
TURBIDITÉ	JTU	0,1	0,3	Turbidité	JTU	5	25	Turbidité	JTU	-	-
Température	°C	12	25	Température	°C	-	-	Température	°C	-	-
PH	unité pH	6,5-8,5	9,5	PH	unité pH	7-8,5	4,5-9,2	PH	unité pH	6,5	8,5
conductivité électrique	µS/cm	400	1250	conductivité électrique	µS/cm	-	-	conductivité électrique	µS/cm	-	-
résidu sec	mg/l	-	1500	résidu sec	mg/l	-	-	résidu sec	mg/l	-	1500
Dureté totale	"	7	-	dureté	mg/l CaCO ₃	100-500	-	dureté totale	mg/l CaCO ₃	-	500
Ca ²⁺	"	100	-	Ca ²⁺	mg/l	75	200	Ca ²⁺	mg/l	-	200
Mg ²⁺	"	30	50	Mg ²⁺	"	50	150	Mg ²⁺	"	-	150
Na ⁺	"	>20	100	Na ⁺	"	-	-	Na ⁺	"	-	150
K ⁺	"	>10	12	K ⁺	"	-	-	K ⁺	"	-	-
Al ³⁺	"	-	0,05	Al ³⁺	"	-	-	Al ³⁺	"	-	-
ALCALINITÉ	"	30	-	TA	"	-	-	TA	"	-	-
SO ₄ ²⁻	"	5	250	SO ₄ ²⁻	"	250	400	SO ₄ ²⁻	"	-	400
Cl ⁻	"	5	200	Cl ⁻	"	350	600	Cl ⁻	"	-	600
NO ₃ ⁻	"	-	50	NO ₃ ⁻	"	-	-	NO ₃ ⁻	"	-	50
NH ₄ ⁺	"	0,05	0,5	NH ₄ ⁺	"	0,05	-	I ⁻	"	0,05	-
O ₂ dissous	"	5	-	O ₂ dissous	"	-	-	NH ₄ ⁺	"	-	0,2
Matières organiques	mgO ₂ /l	1	5	M.O	mgO ₂ /l	-	-	M.O	"	-	3,5
Ag	µg/l	-	10	Ag	µg/l	-	-	Ag	µg/l	-	50
As	"	-	50	As	"	-	50	As	µg/l	-	50
Ba	"	-	100	Ba	"	-	-	Ba	µg/l	-	-
Cd	"	-	5	Cd	"	-	10	Cd	µg/l	-	5
CN ⁻	"	-	50	CN ⁻	"	-	50	CN ⁻	µg/l	-	50
Cr (total)	"	-	50	Cr total	"	-	50	Cr total	µg/l	-	50
Cu ²⁺	"	-	50	Cu ²⁺	"	50	-	Cu ²⁺	µg/l	-	1000
F ⁻	mg/l	-	0,7-1,5	F ⁻	mg/l	1,5	-	F ⁻	mg/l	0,8	2
Fer Fe ²⁺	µg/l	100	300	Fe ²⁺	µg/l	100	-	Fer Fe ²⁺ et Fe ³⁺	µg/l	-	1000
Hg ²⁺	"	-	1	Hg ²⁺	"	-	-	Hg ²⁺	µg/l	-	2
Mn ²⁺	"	20	50	Mn ²⁺	"	50	-	Mn ²⁺	µg/l	-	500
Ni ²⁺	"	5	50	Ni ²⁺	"	-	-	Se	µg/l	-	10
PO ₄ ³⁻	mg/l	0,2	2,0	PO ₄ ³⁻	mg/l	-	-	DDT	µg/l	-	4
Pb ²⁺	µg/l	-	50	Pb ²⁺	µg/l	-	100	Pb ²⁺	µg/l	-	100
H ₂ S	"	-	absent	H ₂ S	"	-	-	Se ²⁻	µg/l	-	20
NO ₂ ⁻	mg/l	-	0,1	NO ₂ ⁻	mg/l	-	-	NO ₂ ⁻	mg/l	-	2

C₁: concentration recommandable.

C₂: concentration maximale acceptable.

(*) : Source : INRH. CLAIRBOIS, BIRMANDREIS ALGER Tel: 60.44.80 à 85

INDICE DE SATURATION DE LANGELIER

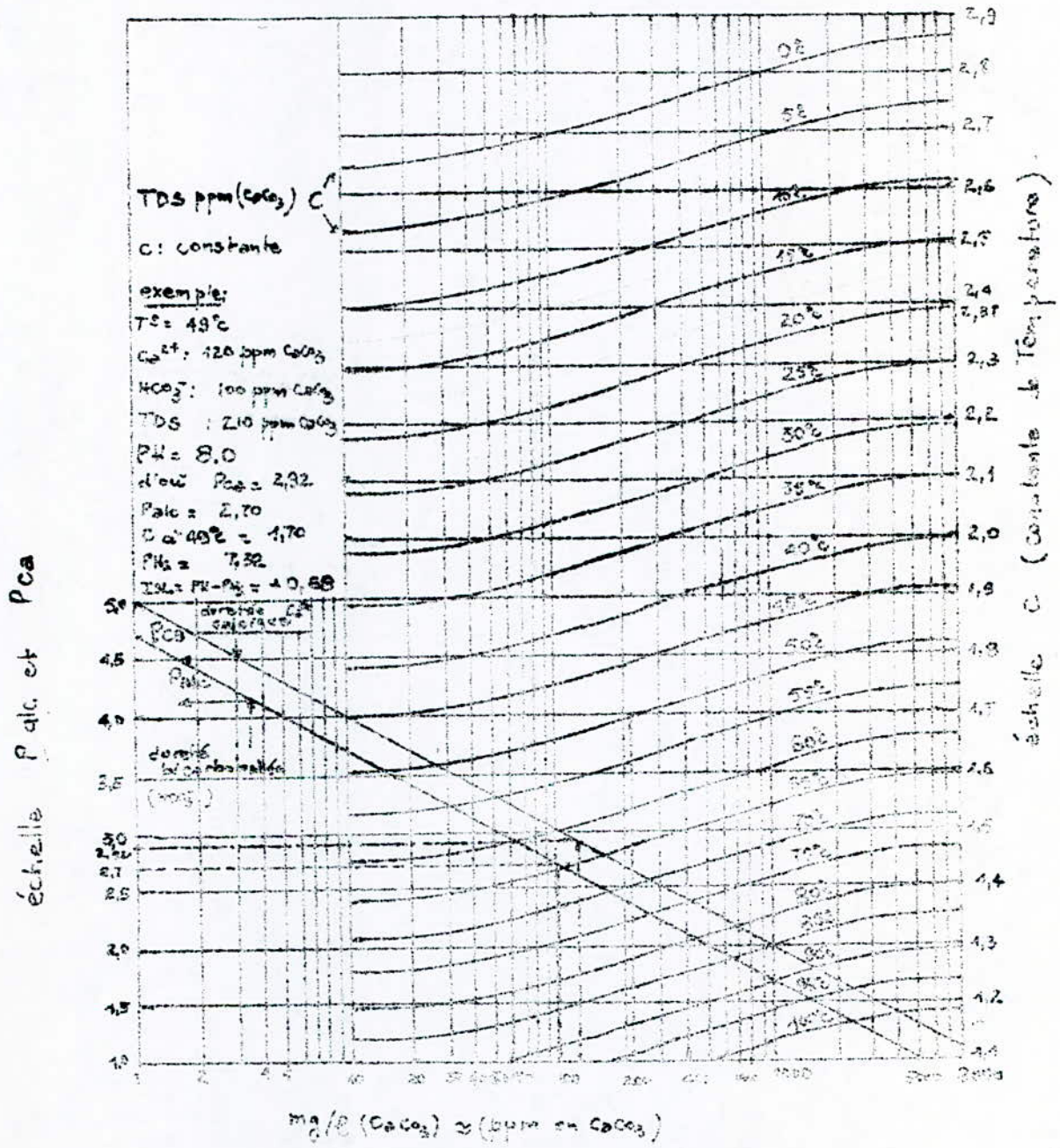


Diagramme de Langlier : Extrait de Water Conditioning for Industry.
 by Scheppard T. Powell - Mc-Graw-Hill Book Co Inc 1954.
 (Voir Memento Technique de l'eau Dégrément 1978 page 878.
 fig 551.)

EVALUATION DE LA CONCENTRATION DES SOLUTIONS EN IONS SOUS DIFFÉRENTES UNITÉS

ELEMENTS	FORMULE	MASSE MOLAIRE	VALEURS en mg/l des unités		
			milliequivalent/l (még/l)	°f français	ppm CaCO ₃
calcaire	CaCO ₃	100	50	10	1,00
carbonate	CO ₃ ²⁻	60	30	6,0	0,60
Hydrogencarbonate	HCO ₃ ⁻	61	61	12,2	1,22
Sulfate	SO ₄ ²⁻	96	48	9,6	0,96
Chlorure	Cl ⁻	35,5	35,5	7,1	0,71
Calcium	Ca ²⁺	40	20	4,0	0,40
Magnésium	Mg ²⁺	24,3	12,1	2,43	0,24
Sodium	Na ⁺	23	23	4,6	0,46
Potassium	K ⁺	39	39	7,8	0,78

Exemple: Soit une eau contenant 2,06 mg/l de Ca²⁺, l'équivalent de cette concentration exprimée en ppm CaCO₃ est:

$$\frac{2,06}{0,40} = 5,15 \text{ ppm CaCO}_3$$

Nous avons aussi : 1 ppm CaCO₃ = 0,02 még/l

Références: Extrait de MÉMENTO TECHNIQUE DE L'EAU
1978 DEGRÉMONT page 184.

Références:

(1) Qualité des eaux M. FELLRATH et J. TARRADELLAS
Publication N°4 Ecole polytechnique fédérale de
LAUSANNE - SUISSE - 1977 p. 21-49.

(2) Analyse de l'eau J. RODIER - 1978
Ed. DUNOD TECHNIQUE.

CONSIDERATIONS

TECHNOLOGIQUES

Chapitre: 1 . OSMOSE INVERSE

I) Les modes de Configuration (1)

Il existe plusieurs types de configurations en osmose inverse qui sont choisis suivant la conversion globale voulue pour produire de l'eau déssalée.

1) Configuration simple: C'est la plus simple, elle est limitée en production d'eau.

2) Configuration en parallèle: La capacité de production se trouve augmentée par addition de modules assemblés en parallèle.

Cette modification n'affecte pas le taux de rejet en sel ni la conversion globale du système.

3) Configuration en Série-rejet (Reject Staging): Pour augmenter le taux de conversion, une disposition des modules en série-rejet est utilisable.

Le rejet du premier étage alimente les modules du deuxième étage etc...

La pompe intermédiaire de transfert n'est pas nécessaire car la pression disponible au rejet du premier étage est peu différente de la pression du 2^{ème} étage (2 à 3 bars de pertes).

On atteint une conversion de 60 à 90% d'eau à traiter sans que le coefficient de polarisation γ ne soit augmenté.

Ce mode de configuration, occasionne une insignifiante augmentation en sels de rejet, mais fait augmenter le pouvoir de conversion sur l'ensemble de l'installation.

En revanche, ce pouvoir reste faible pour un module.

4) Configuration Série-production (Product-staging)
Cette configuration est adaptée aux eaux de très fortes salinités \approx 30000 ppm (30 gr/L), exemple: eau de mer.

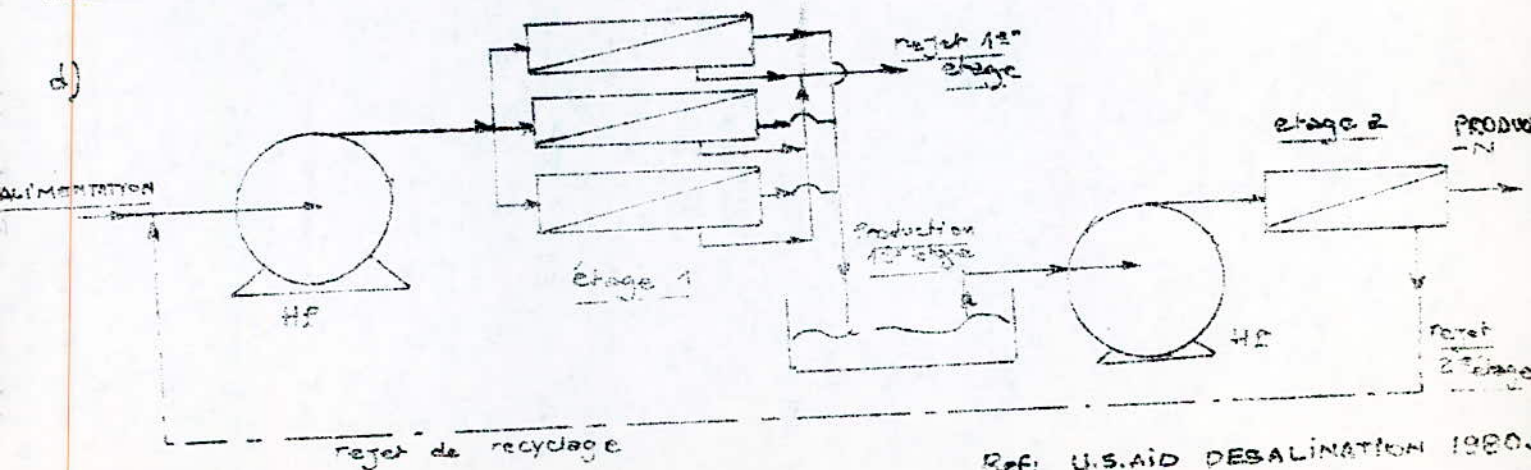
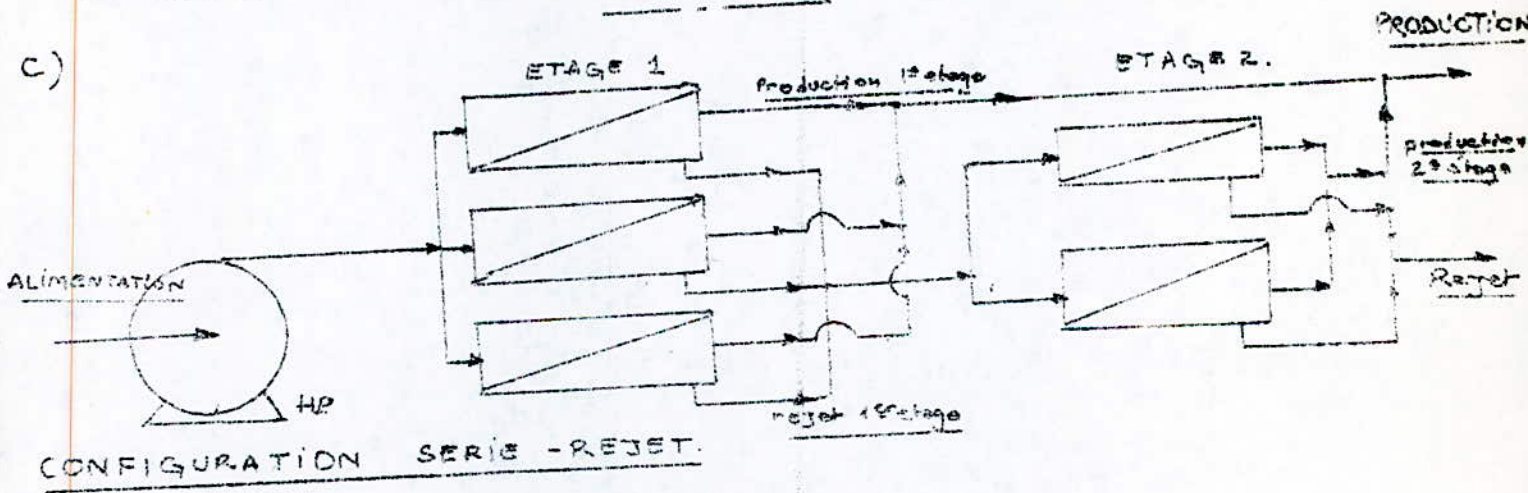
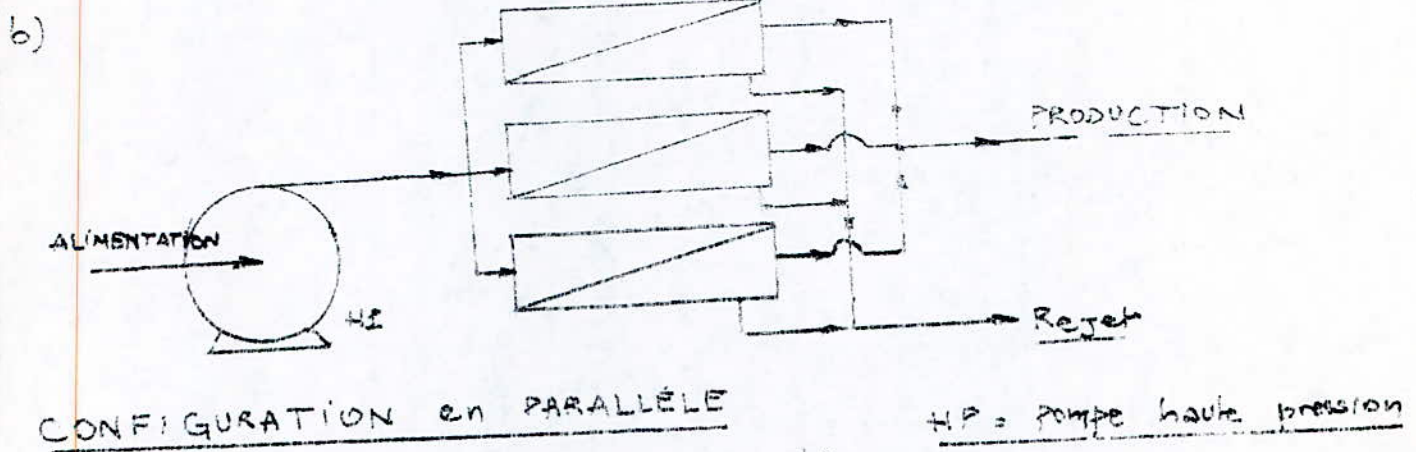
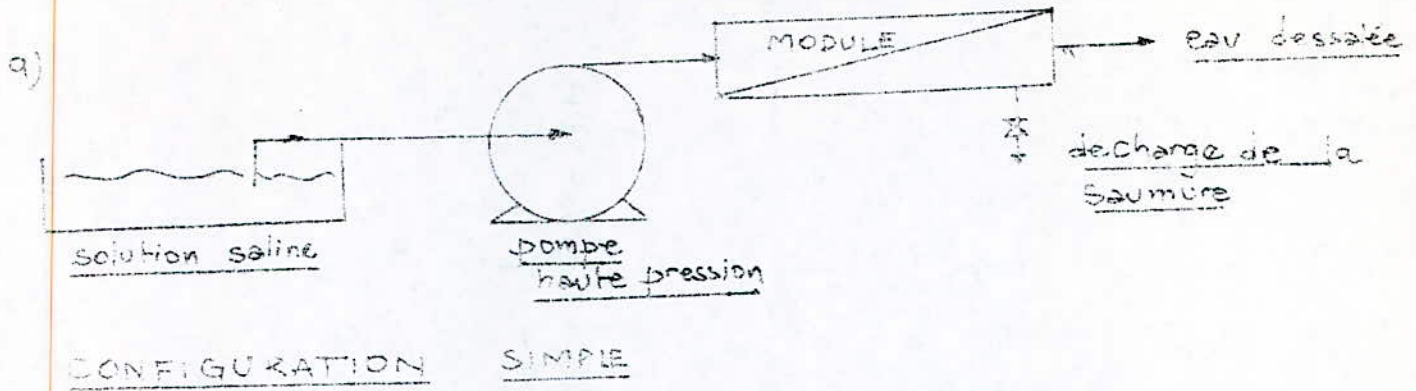
Pour une production d'eau de très haute qualité, on peut utiliser un traitement à 2 étages en série-production.

La production du premier étage est reprise par un groupe électro-pompe et est traitée une nouvelle fois.

Le rejet du 2^{ème} étage, peu concentré, est recyclé en amont de l'installation.

(voir schémas n° a, b, c, d)

CONFIGURATIONS en OSMOSE INVERSE.



Ref: U.S.AID DESALINATION 1980.
figures 3-10; 5-11

II) Dispositifs d'installation des membranes. (2)

Le problème majeur rencontré dans la conception des pièces d'équipement de l'osmose inverse est l'usure des membranes.

On se donne toujours un dispositif permettant d'avoir une grande surface d'échange.

Par conséquent, il est nécessaire de trouver certains moyens d'empilage et d'empilement des membranes afin d'avoir la plus grande surface possible et la plus mince membrane.

Ces considérations purement techniques ont amené à concevoir quatre modes de dispositifs en osmose inverse.

1) Dispositif plat: le premier mis au point, ses performances sont faibles car il n'offre pas une grande surface d'échange.

2) Dispositif Tubulaire: Dans ce dispositif, la membrane se trouve bien insérée à l'intérieur du tube. Elle constitue un revêtement de la surface intérieure du tube poreux qui lui sert de support afin de résister aux grandes pressions.

Dans le tube, l'eau produite diffuse à travers la membrane et est collectée à l'extérieur.

Le rejet sort de l'autre bout du tube.

3) Dispositif à enroulement en spirale: Il constitue le principal progrès pour obtenir la plus grande surface par unité de volume du module. (voir schémas).

4) Dispositif à fibre creuse et mince:

Ces fibres ont une peau superficielle dense qui empêche la pénétration des sels et facilite le passage d'eau.

Sous cette peau existe une couche de pores qui est munie d'un support pour évacuer le rejet.

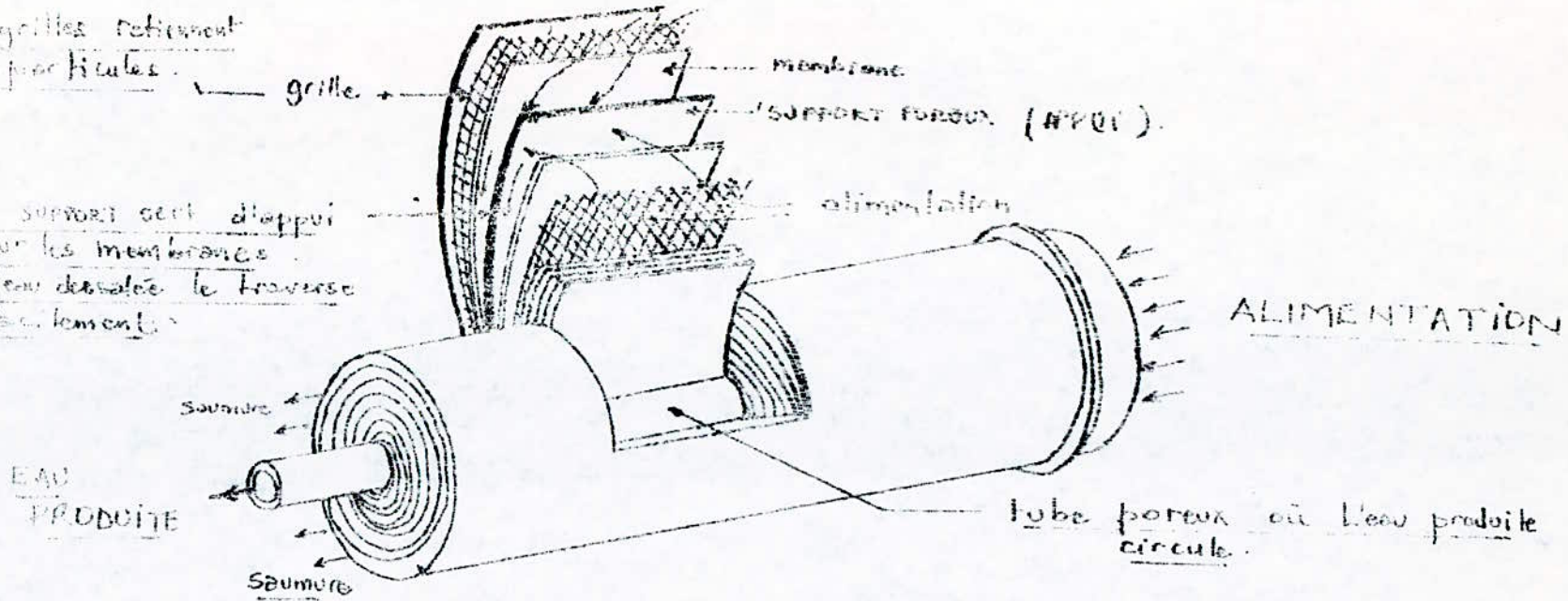
Du fait de leur petit diamètre, l'utilisation des fibres creuses donne une grande surface spécifique, ce qui a permis le développement extrême du procédé, introduit par DUFONT DE NEMOURS USA en 1970 - en construisant Les modules:

- BB pour l'eau saumâtre.
- B10 pour l'eau de mer.

(voir schémas a, b, c)

Les grilles retiennent
les particules.

Ce support sert d'appui
pour les membranes.
L'eau dessalée le traverse
facilement.

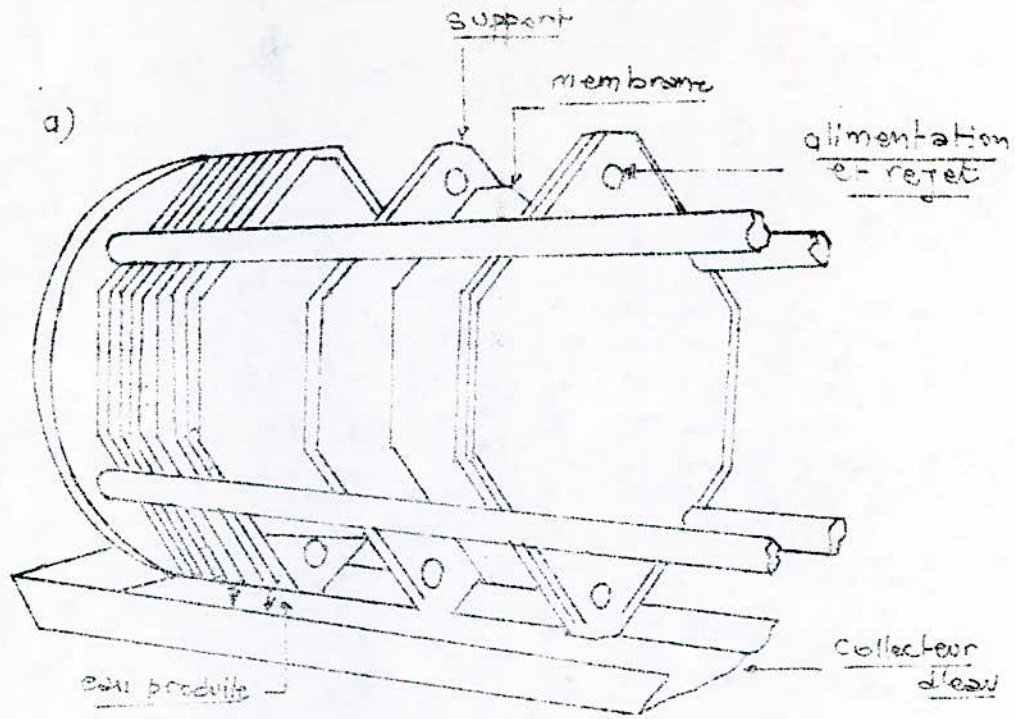


DETAIL D'UNE MEMBRANE SPIRALE

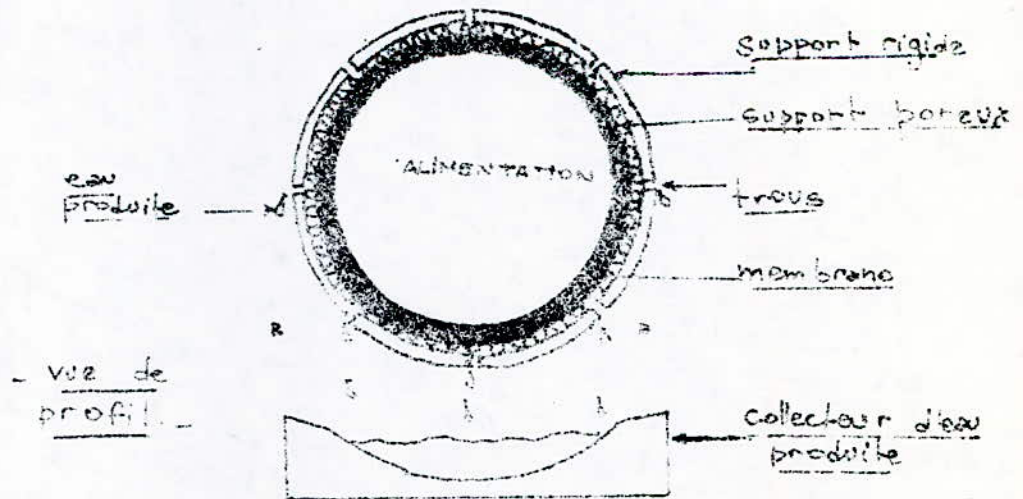
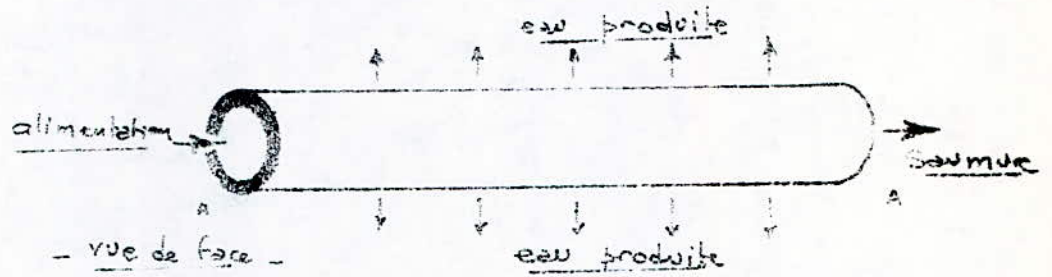


c) DISPOSITION DES MEMBRANES SPIRALES
DANS LE MODULE.

Ref: USAID DESALINATION
Figure 5-7.



DISPOSITION PLATE DES MEMBRANES



DISPOSITION TUBULAIRE

III) Le Module BG (2) (voir Planches 1,2,3)

C'est un module utilisé pour l'eau saumâtre.

L'eau d'alimentation, sous pression de 400 psi (27,2 atm) entre dans la membrane à travers un grand distributeur poreux, localisé au centre et tout le long du module.

L'eau se déplace radialement du distributeur vers la coque, toujours sous 400 psi. Cette pression contraint l'eau à traverser les parois des fibres et se dirige vers l'extrémité du module d'où elle sort.

Les sels minéraux et autres contaminants restent dans l'eau de concentration et se déplacent vers la sortie du périmètre et sont extraits de la membrane à travers les pores de rejet.

IV) Critères de performances en OSMOSE INVERSE.

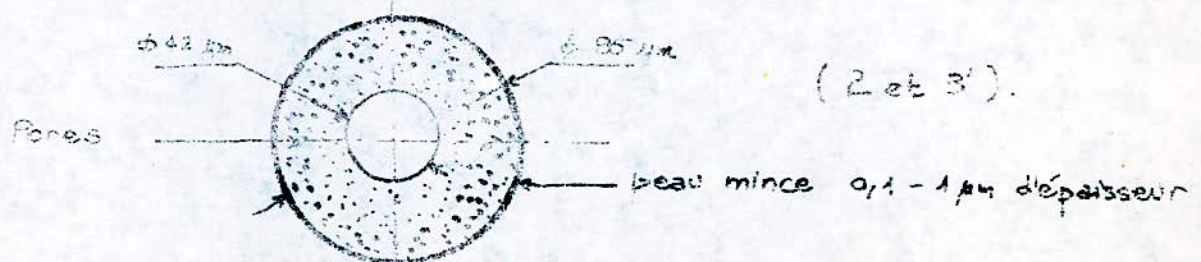
Trois critères de base régissent la sélection des types d'équipement.

- 1) Performance en fonction du taux de passage (SR) des sels.
- 2) Capacité de production.
- 3) La stabilité en fonction de la durée d'exploitation.

La disposition en fibres creuses offre la plus grande surface par unité de volume, par rapport aux autres techniques.

Extrapolée à l'échelle de TRAITEMENT D'EAU, ce moyen offre la plus réduite installation, le moindre encombrement.

Détail d'une fibre creuse :

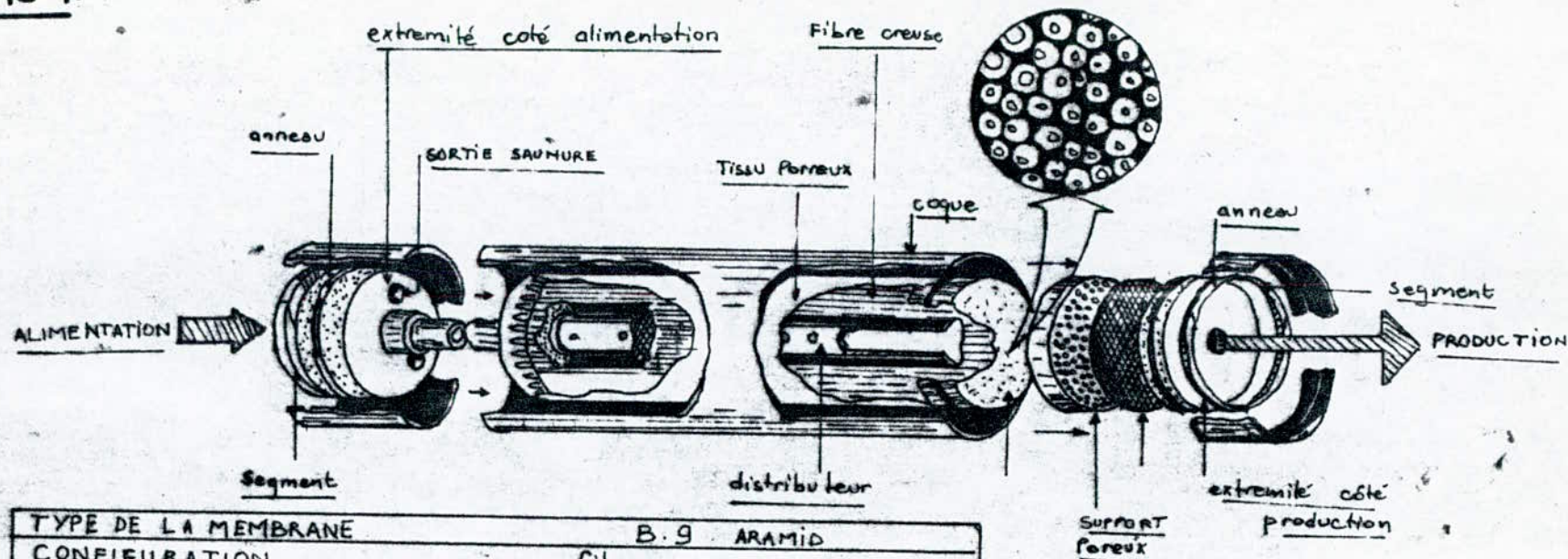


(2 et 3')

(voir schémas page

SPECIFICATIONS DU PERMEATEUR B.9

Planche 1.

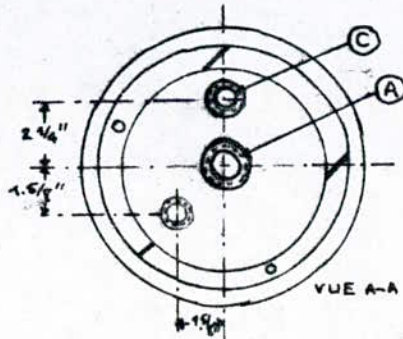
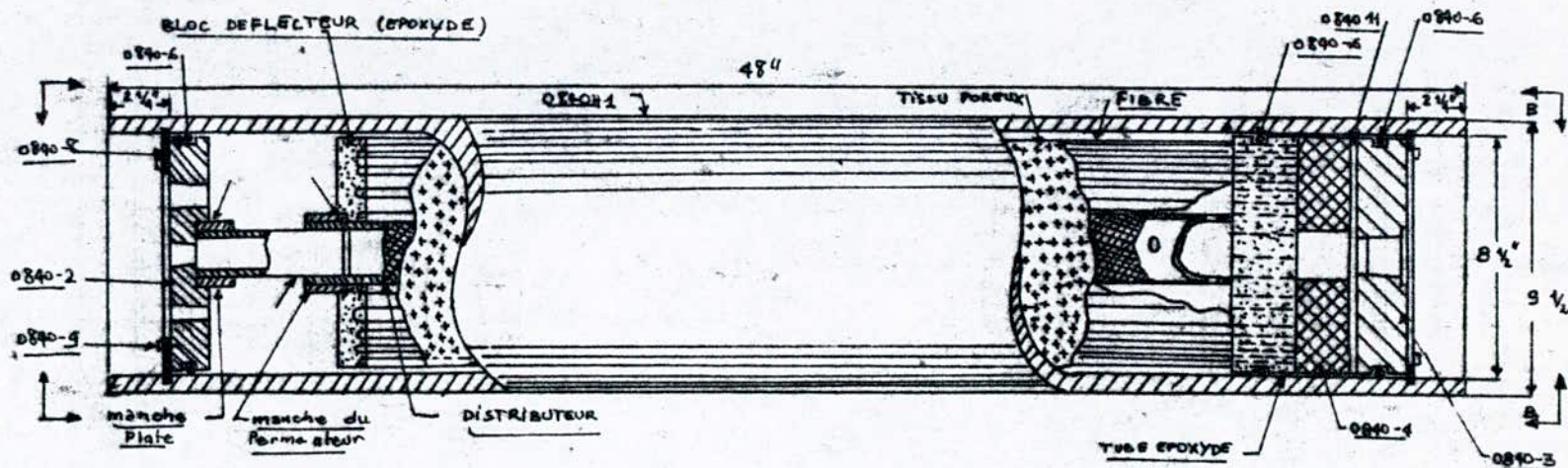


TYPE DE LA MEMBRANE	B.9 ARAMID
CONFIGURATION	Fibre creuse
DIMENSIONS DE LA COQUE	9.1/2" x 8.1/2" x 48"
	(24,1cm x 21,6cm x 122 cm).
COQUE	en fibre de verre.
extremités	en fibre époxy.
SEGMENTS	6063-T6 ALUMINIUM
CONNEXIONS	ALIMENTATION, production, SAUMURE 3/4 Femelle, NPT.
Poids du PERMEATEUR	65,8 Kg.
Position d'operation	HORIZONTALE ou VERTICALE
debit effectif initial (conditions standards)	17000 GPD (64,33 m ³ /j).
Passage du Sel (SE) (conditions standards)	< 10%
PRESSION d'OPERATION	400 PSI (27,22 atm).
TEMPERATURE	0° - 35°c.
PH (exposition continue)	4 - 11.
FLUX MINIMUM DE SAUMURE	10.100 GPD (38,22 m ³ /j).
FLUX MAXIMUM DE SAUMURE	25 000 GPD (94,61 m ³ /j).

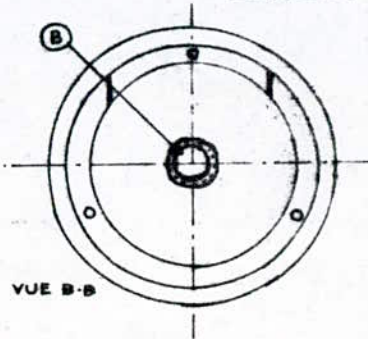
Réf: Bultin technique n°222
DUPONT CO. Permasep - Permeator
-1980-

Planche 2.

PERMEATEUR PERMASEP B.9 MODELE 0840-8 INCH Ø			
NO.	DESCRIPTION	MATERIEL	REFERENCE
0840-1	COQUE	V. FIBRE	PP 10083
0840-2	EXTREMITÉ CÔTÉ ALIMENTATION	FIBRE DE VERRE	P.P. 200294
0840-3	EXTREMITÉ CÔTÉ PRODUCTION	FIBRE DE VERRE	P.P. 200293
0840-4	SUPPORT PORCEUX	ALUMINIUM	
0840-6	ANNEAU DE TUBE	CAOUTCHOUC	NO. 2766, 0.25" O.D. X 0.00" I.D. X 0.125" THK. (NON)
0840-7	ANNEAU DU TUBE D'ALIMENTATION	CAOUTCHOUC	NO. 2431, 1.81" O.D. X 1.68" I.D. X 0.09" THK. (NON)
0840-8	SEGMENT	ALUMINIUM	PP-360052
0840-9	BOULONS.	Acier INOX.	1/4" 20UNC X 5/8" LG SOCKET HEAD CAP SCREW
0840-10	TUBE D'ALIMENTATION	P.V.C	PP-200145-A
0840-11	SUPPORT DU TISSU PORCEUX	PLASTIQUE	



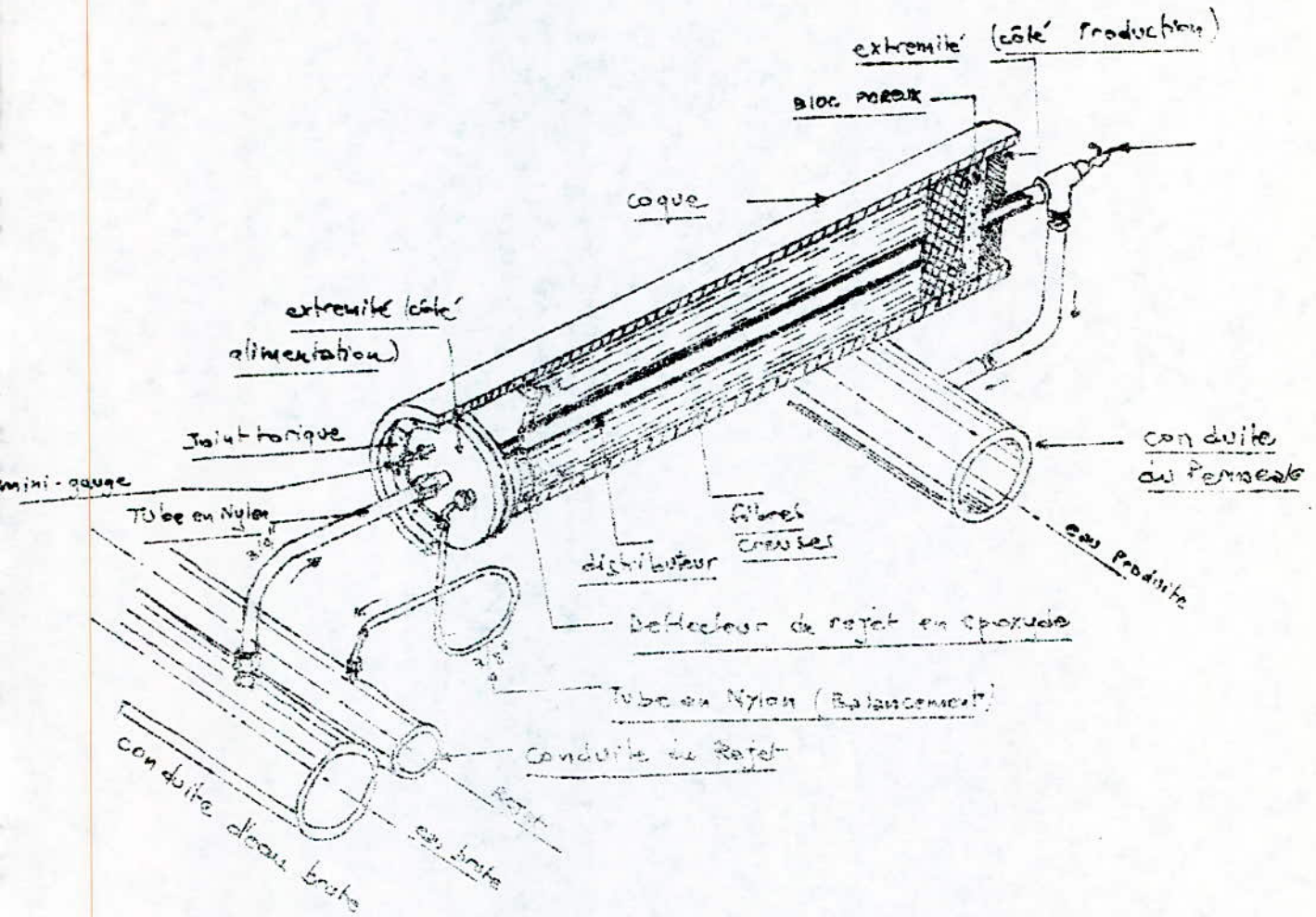
CONNECTIONS		
A	B	C
ALIMENTATION	SAUMURE	PRODUCTION
3/4" NPT	3/4" NPT	3/4" NPT



Référence: Bulletin technique N° 222.
 DUPONT CO. Permasep - Permeator - 1980.

Permeateur Permasep® B.9.	82/83 ENPA
BELKACEMI & CHIKHI	

Planche 3.



* PERMEATEUR B9 avec les

conduites en connection. *

Ref: Bulletin technique n° 601.
 DUPONT COMPANY - PERMASEP PERMEATOR - 1980-

Comparaison des surfaces spécifiques des différents dispositifs (3)

TYPE DE DISPOSITIF	TUBULAIRE	SPÉRALE	FIBRE CREUSE
m^2 membrane / m^3 module	≈ 328	≈ 984	≈ 163934
feet sq / cubic feet	100	300	50000

V) Types de membranes :

- Les membranes utilisées en osmose inverse sont anisotropes ou à structure asymétrique formée :
 - d'une très mince couche (peau) homogène et de structure très fine.
 - d'une sous-couche d'épaisseur plus importante et de texture beaucoup plus poreuse.

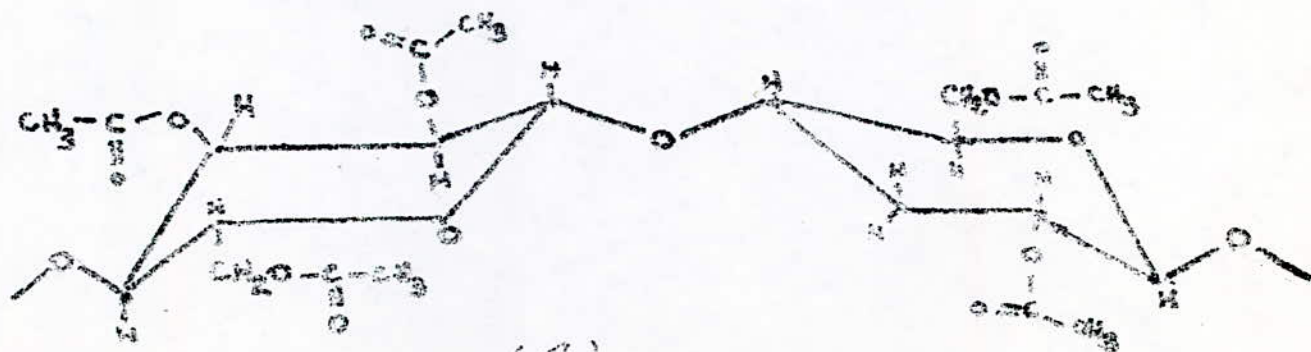
La sélectivité et la perméabilité dépendent de la première couche, pour une membrane donnée.

La couche active pour des membranes d'osmose inverse se présente sous l'aspect de texture de gel à travers laquelle, solvant et solutés diffusent différemment.



- Les différentes membranes utilisées :

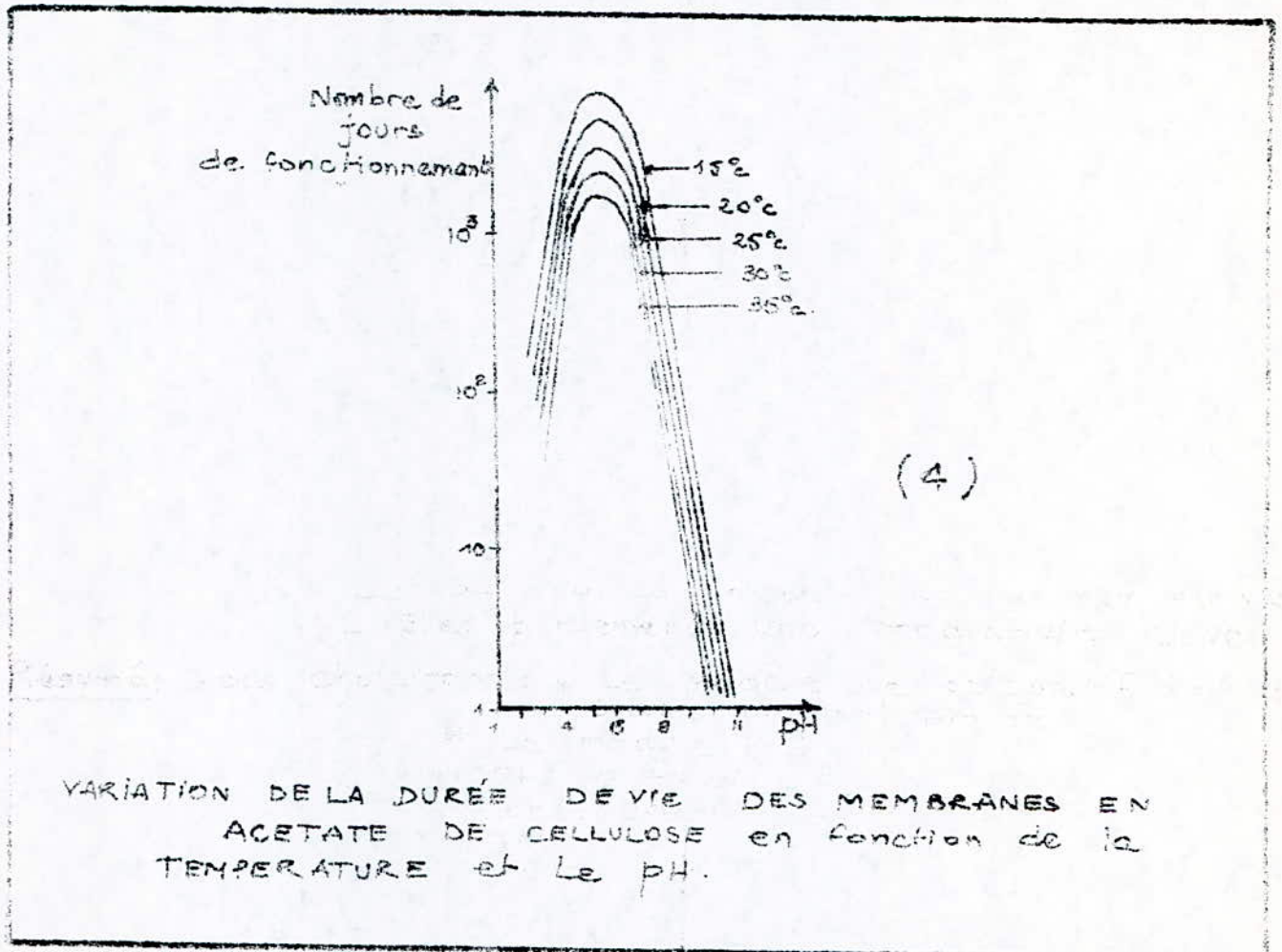
1) Membranes en acétate de Cellulose (polyacétate).



(4)

Ces membranes présentent l'inconvénient de s'hydrolyser à certaines températures et à certains pH.

- Le pH est limité à 5-6.
- La sensibilité de la température ne dépassant pas 30°C.



2) Les membrane à fibre creuse en polyamide aromatique (ARAMIDE).

- Avantages: - Elles possèdent une grande résistance à l'écrasement sous des pressions allant jusqu'à 70bars
- Elles ont une stabilité chimique très grande (inertes chimiquement).
 - Elles possèdent une stabilité importante à l'action bactéricide (inerte biologique).
 - présentent une gamme de pH de travail beaucoup plus importante que les précédentes (pH : 4-11)
 - Le pH correspondant au maximum est $\approx 6,0$
 - Elles présentent une productivité élevée.

Résumé: Nous choisissons : * Le modèle de dispositif à fibres creuses en polyamide.
 * Le module B.G.
 * pH de travail $\approx 6,0$.
 * Configuration série-rajob.

RÉFÉRENCES

(considérations technologiques) - OSMOSE INVERSE.

1 - International Desalination and
environnement association.

The U.S. AID DESALINATION MANUEL AOÛT 1980
page 5-10.

2 - The USAID DESALINATION MANUEL AOÛT 1980
pages 5-4 ; 5-5 ; 5-6.

Préparé par CH2M HILL INTERNATIONAL CORP.

3 - US AID DESALINATION MANUEL AOÛT 1980.

Figure 5-8.

3' - DUPONT DE NEMOURS Why hollow fiber
reverse osmosis won the top.

Chemical Eng. USA Nov. 1971.

4 - VOS and Burris. Etude cinétique de
l'hydrolyse de l'acetate de cellulose
à pH : 2-10.

Journal of application polymer Sci. USA.
N° 10 page 325 1966.

Chapitre:2 ELECTRODIALYSE

I) Technologie d'un électrodialyseur

Un électrodialyseur ou module d'électrodialyse est constitué d'un empilement de membranes alternativement anioniques et cationiques, séparées par des compartiments dans lesquelles circulent les solutions salines.

L'empilement est serré par un vérin hydraulique ou par des tiges filetées.

Un électrodialyseur comprend plusieurs cellules unitaires empilées.

La cellule comprend:

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

L'empilement des membranes peut se faire de deux façons :

- horizontalement.
- Verticalement (la plus fréquente).

La position verticale présente l'avantage de faciliter le dégazage des solutions (air, CO_2 , O_2 , ...), elle permet aussi :

- d'éviter un affaissement des membranes.
- de permettre une bonne irrigation du module.

Un module d'électrodialyse est équipé dans le cas le plus simple de deux électrodes (une anode, une cathode) placées aux extrémités. Mais il est possible de trouver des modules multiélectrodes, on parle alors de module à étages électriques.

Dans un module donné, le nombre de cellules unitaires doit être élevé (> 100), afin d'améliorer les performances de l'appareil, c'est à dire que :

- les fuites de courant diminuent
- la consommation d'énergie aux électrodes diminue.

Les matériaux constituant les électrodes sont

ANODE: Titane ou Tantale platiné.

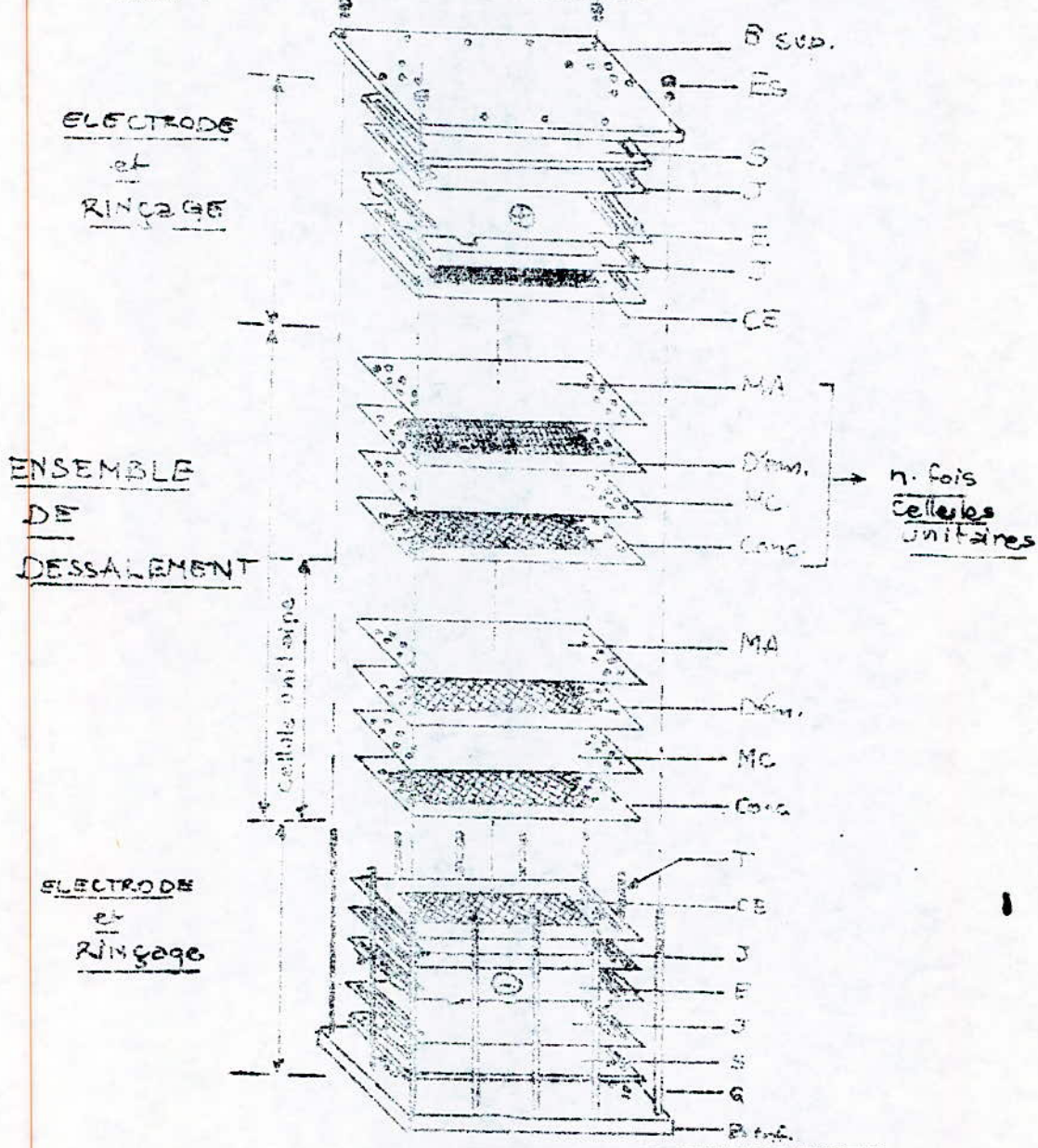
CATHODE: Acier inox.

(voir schéma a)

(b)

légende:

- B inf: bâti inférieur
- B sup: bâti supérieur
- CE: compartiment d'électrode
- conc: compartiment de concentration
- Dém: compartiment de déminéralisation
- E: électrode
- Es: écran de serrage
- G: gaine isolante
- J: joint
- S: support isolant en polyéthylène
- T: tige filetée
- MC: Membrane cationique
- MA: membrane



ELECTRODIALYSEUR

en vue éclatée

a.

Ref: Séminaire sur la technologie appropriée
ALGER - 81.
A. MAUREL.

- que Pour un système d'électrodialyse à inversion périodique de polarités, les deux électrodes sont en : GRAPHITE ou en TITANE PLATINÉ.

II) Types de procédés: (voir schémas b, c, d)

On distingue trois types de procédés: (1)

1) Procédé discontinu ou par cuvettes.

L'eau brute à dessaler est stockée dans un réservoir, d'où un groupe électropompe la fait circuler en circuit fermé dans les compartiments de déminéralisation.

Ce procédé présente certains avantages:

- Il permet de traiter des eaux de n'importe quelle salinité.

- Il permet d'obtenir une eau exactement à la salinité désirée.

- Les membranes travaillent dans de bonnes conditions (i lin peu élevé ; i : densité de courant (mA/cm²)).

Son principale désavantage: il ne peut être utilisé pour des grandes installations $> 500 \text{ m}^2/\text{j}$, par suite de nécessité de stockage d'eau par les cuvettes importante (problème d'encombrement).

2) Procédés continus: On en distingue deux.

* Procédé continu simple, ou procédé à passage direct.

Dans ce procédé, la solution saline à dessaler ne passe qu'une seule fois dans le module.

Ce procédé convient aux grandes installations ($> 500 \text{ m}^2/\text{j}$).

Ses inconvénients sont:

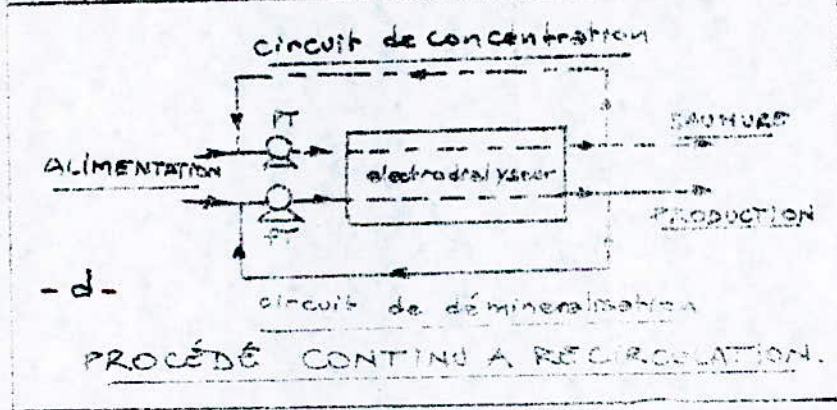
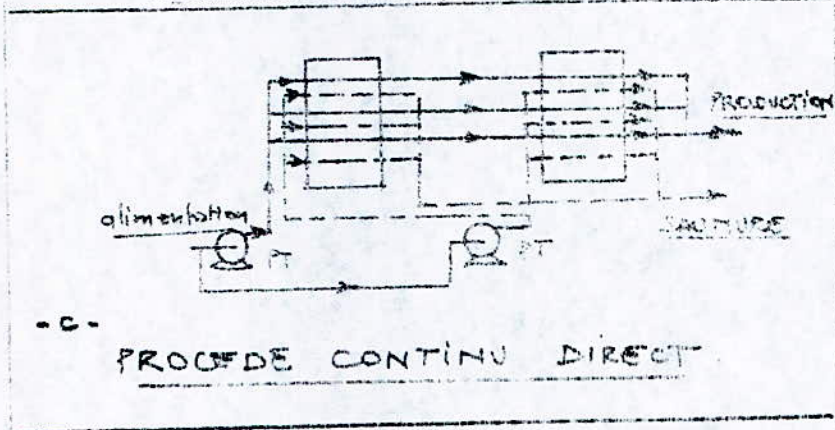
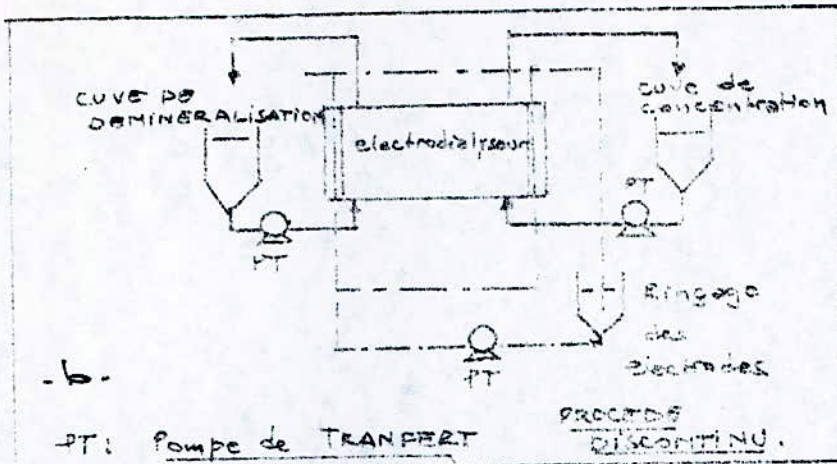
- Les membranes ne travaillent pas aux mêmes conditions, il existe un gradient de concentration tout le long des cellules.

- Une variation de la salinité à l'entrée du module entraîne une variation de la salinité à la sortie.

* Procédé continu à recirculation: il consiste à renvoyer la production, à l'amont de l'installation, de manière à obtenir des vitesses élevées comparativement au procédé continu simple.

Inconvénients: - la résistance électrique du module est importante du fait de la faible concentration de circuit de déminéralisation.

- augmentation de l'énergie de dessalement.
- diminution de i lin et par suite une augmentation de la surface des membranes pour une production donnée, afin d'éviter la polarisation.



PROCEDES D'INSTALLATION

en

ELECTRODIALYSE

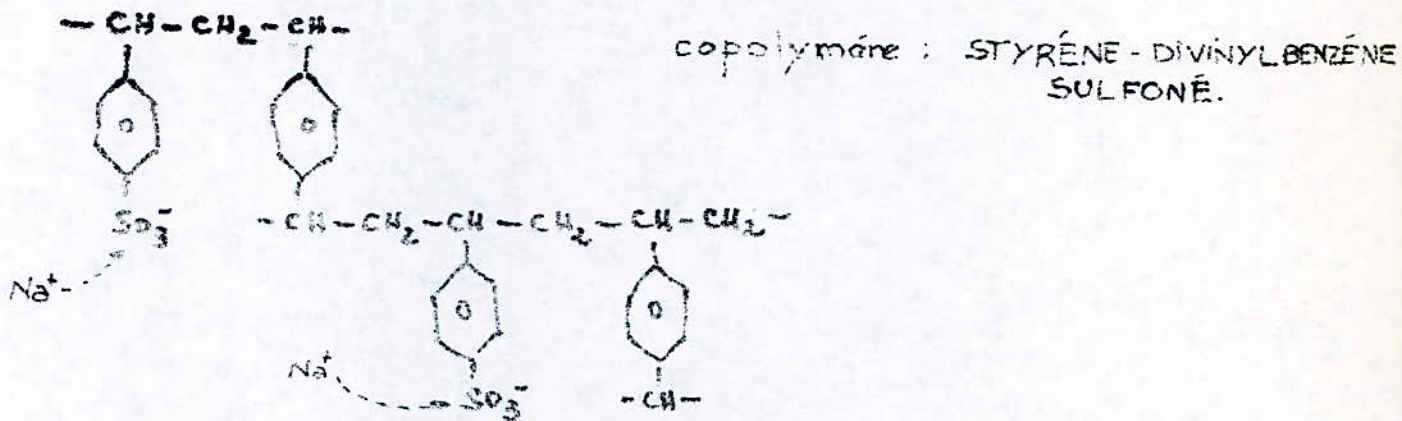
Réf: Séminaire sur
 la Technologie
 appropriée ALGER 1981
 A. MAUREL

III) Les membranes.

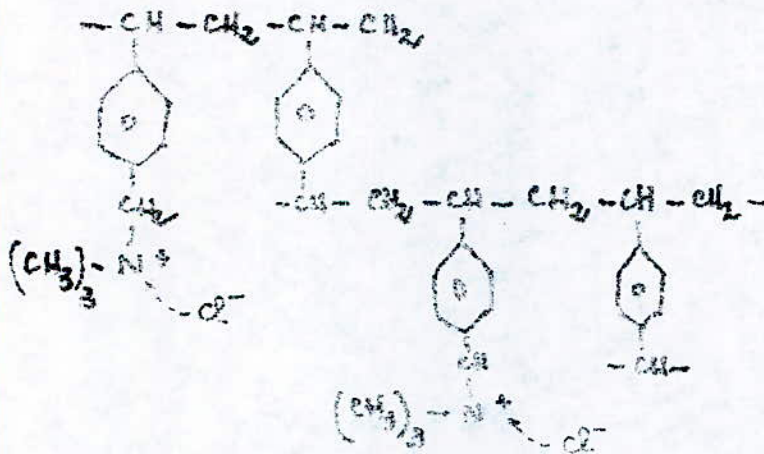
Les membranes utilisées sont des membranes échangeuses d'ions, qui se présentent sous forme de feuilles de faible épaisseur.

Du point de vue propriétés on distingue:

1) Les membranes cationiques (MC): perméables aux cations, présentant donc des groupements fonctionnels de type sulfonique en général ($-SO_3^-$)



2) Les membranes anioniques (MA): perméables aux anions et présentent donc des groupements fonctionnels actifs de type amine quaternaire ($-NR_3^+$).



Du point de vue fabrication, on distingue: (2)

1) Les membranes hétérogènes: constituées par des résines échangeuses d'ions mélangées à un liant (PVC, polyéthylène, polystyrène), ensoite sur une trame de polyacrylonitrile, polyamide, etc...

Les résines utilisées sont de type acide fort et base forte.

Ces membranes présentent une bonne stabilité thermique, une bonne résistance mécanique, une grande sélectivité.

2) Les membranes homogènes: obtenues par greffage d'un groupement fonctionnel sur un support inerte. (PVC, POLYETHYLENE, TEFLON). Ce greffage est soit chimique soit radiochimique.

Les critères auxquels doivent répondre les membranes en électrodialyse sont:

- Forte sélectivité
- faible résistance électrique
- bonne résistance mécanique (écrasement).

IV) Les Compartiments: (voir schémas a, b).

Un module d'électrodialyse est caractérisé par le type de compartiment utilisé.

On distingue deux systèmes de compartiment:

1) Compartiment en écoulement labyrinthe ou (TORTUOUS PATH).

Il permet de faire circuler les liquides à des vitesses élevées (de l'ordre de 30 à 75 cm/s). (3)

Avantage: maintien d'une distance uniforme entre les membranes.

Désavantage: Pertes de charge élevées.

2) Compartiment en écoulement en nappe (SHEET-FLOW) Les liquides circulent à une vitesse $< \bar{c}$ 10 cm/s. (4)

Les matériaux utilisés sont aptes à une:

- résistance thermique de l'ordre de 60°C.
- rigidité suffisante.
- résistance mécanique élevée (pas de déformations sous pression).

Généralement les matériaux utilisés sont:

- Les plastiques
- P.V.C.
- polyéthylène etc...

SYSTEME D'ECOULEMENT

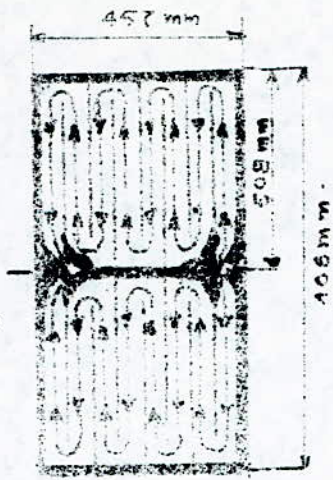
LABYRINTHE

Compartment

IONICS CO.

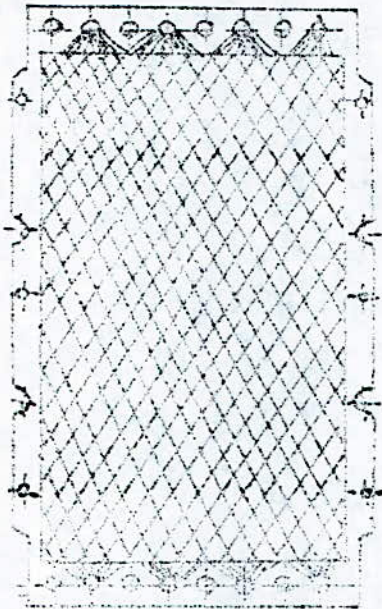
U.S.A

sortie
du
Liquide



Réf: U.S.AID
DESALINATION
Chapitre 7. Fig 63

- a -



SYSTEME D'ECOULEMENT EN

NAPPE

- b -

TYPES D'ECOULEMENT

en

ELECTRODIALYSE

V) Les conditions de fonctionnement.

Un module d'électrodialyse est parcouru par trois circuits hydrauliques

1) Circuit de déminéralisation: où la solution saline s'appauvrit progressivement en sel, jusqu'à la salinité désirée.

D'une façon générale la répartition des ions dans l'eau produite est sensiblement la même que celle de l'eau d'alimentation.

2) Circuit de concentration: dans ce circuit l'eau où la fraction de débit d'eau d'alimentation qui s'y écoule, s'enrichit progressivement en sel.

Très souvent, on procède à une recirculation de l'eau concentrée (saumâtre).

Ceci a pour but: - de diminuer la quantité de rejet qui pose fréquemment un problème technologique (pollution).

Néanmoins, ce recyclage est limité afin d'éviter les risques de précipitation, la diminution de la sélectivité des membranes, l'augmentation du transport d'eau.

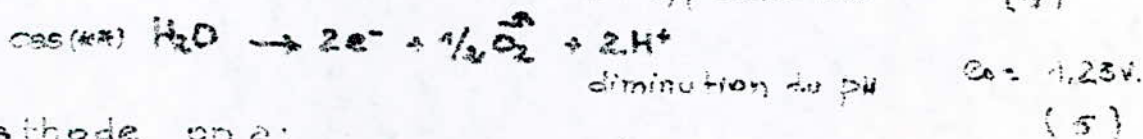
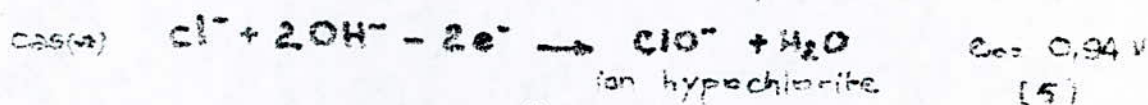
3) Le circuit de rinçage des électrodes:

Au niveau des électrodes diverses réactions ont lieu, qui posent un problème de consommation d'énergie supplémentaire, un problème de tenue des membranes. Juste au niveau des électrodes, où le milieu devient oxydant du fait de dégagement de Cl_2 , O_2 , H_2 , concentration en OH^- importante entraînant l'entartrage des électrodes.

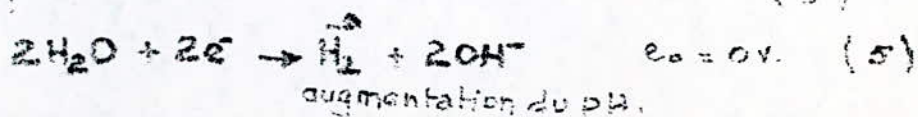
Ce circuit contient généralement:

- * soit une solution d'acide diluée à 5%
- ** soit l'eau concentrée préalablement acidifiée.

Suivant la solution utilisée on peut avoir à l'anode:



A la cathode on a:



Ce qui entraîne la précipitation des sels, tels que $Mg(OH)_2$, $Fe(OH)_3$ si le milieu devient trop basique.

Notons enfin que du point de vue échange de matière, il existe deux systèmes hydrauliques:

- a) A contre-courant
- b) A co-courant ou courants parallèles.

Le système à contre-courant occasionne des pentes de charge très importante de part et d'autre de la membrane, pour cela, on préfère utiliser le système à co-courant où les écoulements de l'eau à l'intérieur des circuits de concentration et de déminéralisation sont parallèles, permettant ainsi une meilleure répartition du liquide dans les compartiments.

Résumé : De ce qui a été dit, nous choisisons:

- Un procédé continu.
 - Un module à compartiment en labyrinthe.
 - Un système d'écoulement à co-courant.
 - Un empilement des membrane suivant le sens vertical.
 - Les circuits d'eau se font de bas en haut
 - système d'inversion de polarités pour éviter le problème de colmatage et éviter aussi un apport en produits chimiques prétraitants.
 - Des membranes de type homogène.
-

Références

considérations technologiques . ELECTRODIALYSE.

- 1) Déminéralisation des eaux saumâtres
- par électrodialyse.
Séminaire sur la technologie appropriée.
ALGER Le 14-19 Nov 1981. A. MAUREL.
- 2) KUNIN - R. Ion exchange resins
466 pages. 1963 John Wiley and Sons.
- 3) US AID DESALINATION MANUAL Août 1980.
Chapitre 7 ELECTRODIALYSIS.
- 4) EVDOKIMOV : Etude des performances de
l'électrodialyse
Symposium international de l'eau pure.
Vol. 4 1970 page 215-45 DELYANNIS - EDITOR.
- 5) Techniques de l'ingénieur
Mesure et analyse CHAP. POTENTIOMETRIE
P 1595.

RÉSULTATS

EXPÉRIMENTAUX

Chapitre:1 ANALYSE DE L'EAU DU FORAGE DE SIDI-KHALED(W.BISKRA)

I) Résultats d'analyse (voir feuille annexée page)

II) Méthodes d'analyses et conditions opératoires

ÉLÉMENTS	METHODES D'ANALYSE.	CONDITIONS OPERATOIRES ET TYPE D'APPAREIL.
Ca ²⁺	colorimétrie	colorimètre graphis potII SEFRAM FRANCE sensibilité 1000mv.
Mg ²⁺	Volumétrie (Ca ²⁺ +Mg ²⁺).	-
Na ⁺	Colorimétrie	colorimètre graphis potII SEFRAM FRANCE sensibilité 250mv.
K ⁺	Colorimétrie	" " sensibilité 100 mv.
Cl ⁻	Colorimétrie	colorimètre J.65 Electro-synthèse filtre 3.
SO ₄ ²⁻	Colorimétrie	" " filtre 8.
CO ₃ ²⁻	GRAPHIQUE(voir TA).	-
HCO ₃ ⁻	Voir TAC.	-
NO ₃ ⁻	Colorimétrie	Colorimètre J.65 filtre. 6.
SiO ₂	Colorimétrie	colorimètre J.65 filtre. 5.
F ⁻	Ionométrie.	Electrodes de Référence Fluor mesure à pH=5,4.
NO ₂ ⁻	Colorimétrie	colorimètre J.65 filtre 8.
NH ₄ ⁺	Colorimétrie	" " filtre 4.
Matières organiques	OXYDABILITE au KMnO ₄ .	milieu acide H ₂ SO ₄ 50%.
PH	indicateur de pH	comparateur de pH Hydro cur FRANCES à ± 0,2 pH. indicateur: chlorophénaol.
Conductivité	conductimétrie	conductivimètre T°: 20 °c.
Turbidité	Tur bidimétrie	Turbidimètre DRATZ BONELLA.
CO ₂ libre	graphique.	-
PO ₄ ³⁻	colorimétrie	colorimètre, absorption à 825 nm.
TA	Volumétrie	-
TAC	Volumétrie	-
Fer ^{Fe}	spectrométrie absorption atomique	spectromètre: PERKINS Cell: 3 atm. AIR: 6 atm. Ampérage: 5 mA, hauteur brûleur: 102mm λ = 247,8 nm.
Mn ^{Mn}	spectrométrie absorption atomique.	spectromètre: PERKINS Ampérage: 6 mA. Cell: 3,5 atm. Hauteur brûleur: 102mm AIR: 6 atm. λ = 283,7 nm (moyenne [nm])

Demandeur : BELKACEM et CHIKHI

But de l'analyse : Déminéralisation de l'eau

Date d'envoi : _____

Nom du lieu : Forage de Sidi-Khaléd Ouléd-Djellal W. BISKRA

Nature du point d'eau : _____

CARTE 1

CARTE 2

Code carte		Carte Suite = 1 Pas de Carte = 0	
N° du point d'eau			
Date de prélèvement		2 2 0 9 8 2	
Coordonnées		x	
Lambert		y	
N° Identif. laboratoire			
Ca en mg/l	12,015	Balance	10,3
Mg en mg/l	1,143	Cations	11,8
Na en mg/l	12,915	mé/l	12,3
K en mg/l	13,3	Balance	35,7
Cl en mg/l	15,215	Anions	11,9
SO ₄ en mg/l	11,0215	mé/l	21,3
CO ₃ en mg/l	0,0	Balance	00,0
CO ₃ H en mg/l	11,615	Anions	2,7
NO ₃ en mg/l	0,010	Balance	35,9
Conductivité en 1/10 mmhos à 25°	1315,5	Minéralisation	2294 mg/l
Résidu sec à 110°C en mg/l	1219,4	Somme des ions	2292 mg/l
PH en 1/10 à 40°C ± 0,2		16,6	
INTERPRÉTATION (Incluse et agréée) Française			
TH	TAC	TA	14 14 0
SAF	IS		163 126
Potabilité chimique concentration max. en l/jour			

Code carte			
N° Identif. laboratoire			
année		8 2	
Profondeur de nappe en cm		2 1 0 0 0 0	
Température en °C ± 1°		5 5	
N° de Traitement			
Heure de prélèvement		Base	
Matières en suspension 1/10 g/l		Crue	
Turbidité en gouttes de mastic	eau brute	19,0	
	eau décantée	41,5	
	eau filtrée		
Si O ₂ en mg/l	40,5		
Test marbre dépôt de CaO en mg/l			
Test chlore ml. d'eau de javel à 15°/m ³			

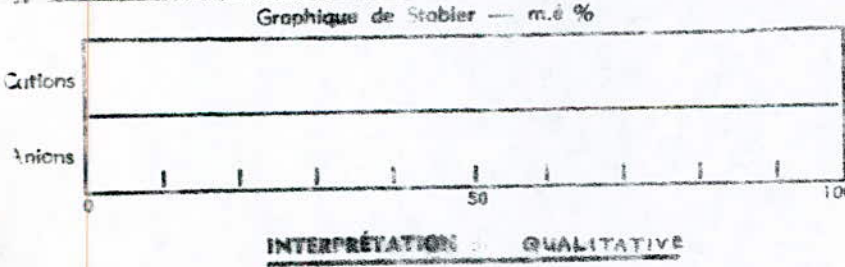
Valeurs codées

Nitrites NO ₂	0 3
Ammonium N H ₄	0 3
M O milieu acide en O ₂	8 2
M O milieu basique en O ₂	

Bacteriologie	Escherichia coli	Colonies pour 100 cm ³
	Coliformes	
	Streptococcus faecalis	

Manganèse en Mn ²⁺	0 1
DCO	
Phosphates en PO ₄ ³⁻	0 0
Fer en Fe ²⁺	0 4

éléments toxiques ou indésirables	chrome tot	Seuils toxicologiques
	chrome "6"	
	mercure	
	plomb	
	cyanures	
	arsenic	
	fluor	
cuivre		



EAU DE FORTE SALINITE
NON POTABLE
(Voir NORMES)

Date : 13/10/1982

Le Chef du Laboratoire,

Note. — Les valeurs codées sont lues en "clair" dans les tableaux situés au dos.

1 — La minéralisation est obtenue par calcul à partir de la conductivité.

b) Principe de chaque analyse

Cl⁻: Les chlorures, en présence du thiocyanate mercurique forment un chlorure mercurique soluble, non ionisé. Les ions thiocyanates libérés, en présence d'ions ferriques forment un complexe coloré rouge dosé par colorimétrie.

NO₃⁻: En présence de salicylate de Sodium, les nitrates donnent du paranitrosalicylate de Sodium jaune dosé par colorimétrie.

SiO₂: La silice donne avec le molybdate d'ammonium à pH 1-2 de l'acide silico-molybdrique jaune, réduit en anhydride silico-molybdrique bleu, et dosé par colorimétrie.

SO₄²⁻: En présence de Baryum, les sulfates précipitent à l'état de sulfate de Baryum, en milieu acide, dosé par colorimétrie.

Ca²⁺: Les ions calcium précipitent par une quantité connue de l'acide chlorantrique à pH 4-5, l'excès de l'acide est dosé par colorimétrie.

Ca²⁺ + Mg²⁺: Dosage par l'EDTA de Sodium.

* Ca²⁺: indicateur: solution bleue d'éricchrome.

* Mg²⁺: indicateur: solution noire d'éricchrome.

K⁺: Les ions K⁺ précipitent sous forme nitrocobaltique. Le précipité nitrocobaltique de Sodium et potassium, placé en solution aqueuse est dosé par colorimétrie, (couleur bleue du cobalt en présence de sulfocyanure).

Na⁺: Le Sodium est précipité sous forme de l'acide uranylacétate de Sodium (NaZn(NO₃)₃(CH₃CO₂)₉ · 8H₂O), jaune dosé par colorimétrie.

Fe²⁺: Complexé par l'ammonium pyrrolidinium dithio-carbamate et est extrait à pH = 3-5 par la méthylisobutylcétone et puis dosé par spectrométrie d'absorption atomique.

Mn²⁺: même principe que le Fer.

NO₂⁻: La diazotation de la sulfanilamide en milieu acide et sa copulation avec la N(1 Naphthyl) éthylène diamine, donne un complexe pourpre dosé par colorimétrie.

NH₄⁺: En présence de la nitroprussiate de Sodium, NH₄⁺ réagit avec NaClO (Javel) et le phénol en milieu basique et donne une coloration bleu-d'indo-phénol, dosé par colorimétrie.

PO_4^{3-} : En milieu acide et en présence de molybdate d'ammonium l'ion PO_4^{3-} est complexé sous forme phosphomolybdique, réduit par l'acide ascorbique, développe une coloration bleue et dosé par colorimétrie.

F^- : Mesure de l'activité de l'ion fluorure dans des conditions expérimentales bien déterminées par une électrode spécifique au fluor et une autre, de référence, au calomel.

TA et TAC: Titrage acido-basique

TA: indicateur, phénolphtaléine.

TAC: indicateur, Méthyl-orange.

TURBIDITÉ: La mesure consiste à réaliser

l'égalité de deux plages grâce à un tambour gradué du turbidimètre type DRATZ-GOMELLA, l'une des plaques reçoit la lumière diffusée à 90° par l'échantillon.

Matières organiques: Mesure de la quantité d' O_2 utilisée pour la réduction du $KMnO_4$ par les matières organiques d'origine animale et/ou végétale contenues dans l'eau.

Conductivité: mesurée à l'aide d'un conductivimètre tenant compte de la température de l'eau.
(Mesurée sur le site même (Forage de Sidi-Khaléd)).

PH: mesurée à l'aide d'un comparateur et d'un indicateur coloré: Chlorophénol
(Mesuré sur le site du Forage.).

Température: prise sur le site avec un thermomètre précision: $\pm 1^\circ C$.

c) Principes des appareils utilisés:

1) Turbidimètre: La mesure de la turbidité de l'eau peut s'effectuer en utilisant L'EFFET TYNDALL:

Un liquide trouble s'éclaire vivement quand il est traversé par un faisceau de lumière, c'est le phénomène dit de TYNDALL, dû aux particules insolubles en suspension diffusant latéralement une partie des rayons lumineux.

L'intensité de lumière diffractée par les particules des substances non absorbantes est donnée par la formule de RAYLEIGH:

$$I = I_0 \frac{K N v^2}{\lambda^4} \sin^2 \varphi$$

où I : intensité de lumière Tyndall dans une direction faisant un angle φ avec le faisceau.

I_0 : intensité de lumière incidente.

N : nombre de particules causant la déviation

v : volume des particules.

λ : Longueur d'onde de la radiation utilisée.

2) SPECTROMÈTRE D'ABSORPTION MOLECULAIRE (Colorimètre):

Quand un faisceau lumineux de longueur d'onde λ traverse une solution colorée, une fraction de la lumière incidente est absorbée en fonction de la concentration du composé coloré.

Cette méthode d'analyse emploie la loi de BEER-LAMBERT

$$\log \frac{I_0}{I} = k l c$$

où I_0 : intensité de la lumière monochromatique incidente.

I : intensité du faisceau lumineux émergent.

l : épaisseur de la solution (cm).

k : coefficients d'extinction moléculaire, fonction de la température, colorant, λ .

c : concentration du corps absorbant (g/l)

3) SPECTROMÈTRE D'ABSORPTION ATOMIQUE.

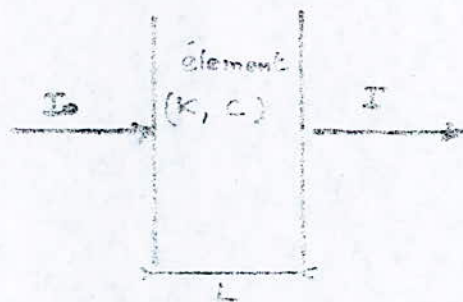
Quand les atomes d'un élément ont été excités leur retour à l'état fondamental s'accompagne de l'émission de photons de fréquence ν bien définie et propre à cet élément. C'est le principe de base de la spectrométrie d'émission.

Le même élément dispersé à l'état atomique dans une flamme possède la propriété d'absorber tout rayonnement de même fréquence ν , d'où absorption du rayonnement incident en fonction de la concentration de l'élément considéré.

La formule utilisée est pareille à la loi de BEER-LAMBERT

$$\log(I_0/I) = k L C.$$

- où
- I_0 : Intensité de la radiation incidente
 - I : Intensité de la radiation après la traversée de la flamme.
 - L : Longueur du chemin optique
 - C : Concentration de l'élément considéré
 - k : Constante fonction de la température, nature de l'élément, longueur d'onde λ .



III) Interprétation de l'analyse de l'eau.

a) Les résultats qui survient le long travail systématique de l'analyse de l'eau comportent une certaine marge d'erreurs et d'incertitudes au point de vue qualitatif et quantitatif.

Pour cela il est nécessaire de les contrôler par des méthodes permettant d'identifier des erreurs importantes ou l'omission d'un ion en quantité significative ($> 5\%$).

D'une manière générale ce contrôle intéresse les ions fondamentaux et ceux qui sont caractéristiques. (voir chapitre qualité des eaux).

1) Balance ionique : la différence entre cations et anions ne doit pas dépasser $0,3 \text{ méq/l}$

$$\Sigma \text{anions} - \Sigma \text{cations} = 35,9 - 35,7 = 0,2 \text{ méq/l. satisfaisant.}$$

2) Conductivité et la minéralisation: Il existe une relation entre la teneur en sels dissous d'une eau et sa conductivité spécifique.

Toutefois la minéralisation déterminée par pesée du résidu sec n'est pas rigoureusement identique à celle calculée à partir de la conductivité.

Ceci est dû à l'évaporation (transformation de structure de certains sels) et à l'influence du pH et le degré d'ionisation.

Minéralisation par pesée du résidu sec: 2294 mg/l .

Minéralisation par mesure de la conductivité Λ :

$$\text{minéralisation} = 688000 \cdot \Lambda \left(\frac{\text{S}}{\text{cm}} \text{ à } 20^\circ\text{C} \right) \cdot (\text{mg/l})$$

$$\Lambda = 35513 \mu\text{S/cm} = 3,5513 \cdot 10^{-3} \text{ Siemens/cm à } 20^\circ\text{C} = 3,5513 \text{ mS/cm à } 20^\circ\text{C}.$$

$$1 \text{ S cm}^{-1} = 1 \text{ ohm}^{-1} \text{ cm}^{-1}.$$

$$\text{d'où la minéralisation} = 688000 \times 3,5513 \cdot 10^{-3} = 2443 \text{ mg/l.}$$

$$\text{marge d'erreurs: } \frac{2443 - 2294}{2294} \times 100 = 6,5\%$$

3) Conductivité - cations - anions

$$\Sigma \text{anions (méq/l)} = \Sigma \text{cations (méq/l)} = 10 \times \Lambda \left(\frac{\text{mS}}{\text{cm}} \text{ à } 20^\circ\text{C} \right) \text{ méq/l}$$

$$= 10 \times 3,5513 = 35,513 \text{ méq/l. } \neq 35,9 \text{ méq/l } \neq 35,7 \text{ méq/l.}$$

précision: $\approx 1\%$.

Donc dans l'ensemble tous les résultats concordent.

b) Interprétation qualitative de l'analyse de l'eau:

- L'eau à traiter est turbide : $10,8 \text{ JTU} > 3,6 \text{ JTU}$ qui est la limite maximale tolérable.
- NH_4^+ : $0,03 \text{ mg/l} < 0,05 \text{ mg/l}$ (NORME CEE).
Origine probable : réductions des nitrates par les bactéries ou par Fe^{2+} .
- $\text{Ca}^{2+} = 206 \text{ mg/l} > 200 \text{ mg/l}$: sérieux inconvénients pour l'usage domestique.
- $\text{Cl}^- = 425 \text{ mg/l} > 50 \text{ mg/l}$ risques de corrosion.
- conductivité : $\Lambda = 35513 \mu\text{s/cm} > 1000 \mu\text{s/cm}$: minéralisation excessive, inutilisable dans les zones irriguées.
- $\text{TH} > 60^\circ$ utilisation extrêmement difficile ; problème de corrosion et d'entartrage.
- $\text{Fe} = 0,4 \text{ mg/l} > 0,1 \text{ mg/l}$ (NORME CEE) ; saveur désagréable.
- Matières organiques : $3,2 \text{ mg/l O}_2 > 4 \text{ mg/l O}_2$, mauvaise eau
possibilité d'existence de matières organiques (bactéries-)
- Minéralisation = $22,94 \text{ mg/l}$ comprise entre $2000-4000 \text{ mg/l}$: eau de mauvaise potabilité.
- $\text{pH} = 6,6$ un peu acide - Présence probable du CO_2 dans la nappe et existence probable d'une couche siliceuse.
- $\text{SiO}_2 \approx 50 \text{ mg/l} > 20 \text{ mg/l}$ (NORME CEE).
- $\text{SO}_4^{2-} : 1025 \text{ mg/l}$ limites largement dépassées.
* Difficultés agricoles si $> 480 \text{ mg/l}$
* Troubles gastriques chez le consommateur.

D'une manière globale, nous voyons bien que cette eau du forage de Sidi-Khaléd n'est pas potable et par conséquent n'est pas recommandée à la consommation, c'est pourquoi une DÉMINÉRALISATION s'impose.

Chapitre:2 ESSAIS DE FLOCCULATION

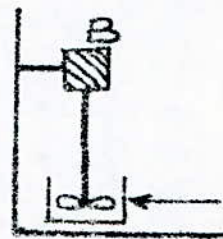
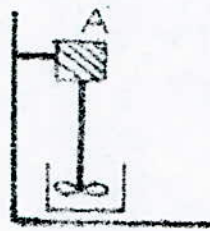
I) Détermination de la quantité de réactif de flocculation nécessaire.

1) Mode opératoire: Nous avons expérimenté un réactif de flocculation $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ à des doses différentes (40 mg/l - 66,67 mg/l - 133,33 mg/l).

Pour avoir une bonne flocculation, il est nécessaire d'agiter les solutions flocculées.

Pour cela nous avons essayé deux vitesses d'agitation (350 t/mn et 450 t/mn).

Montage.



A et B Agitateurs

bécher de 200cc.

Pour que les résultats soient comparables, il faut que la vitesse d'agitation soit identique dans les deux béchers.

Cet essai est effectué pendant 20 mn.

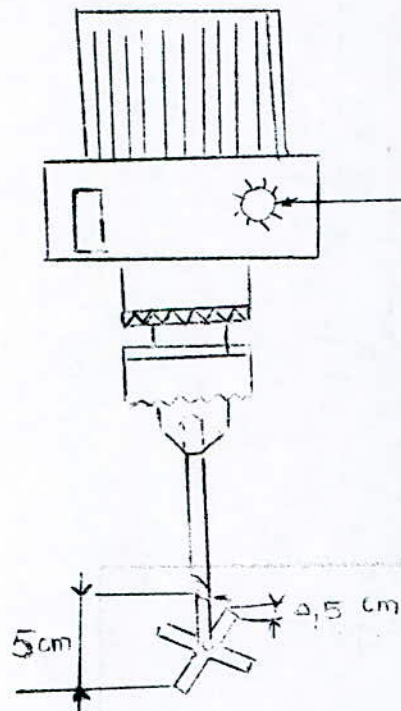
La température est voisine de celle que possède l'eau au cours du traitement industriel ($55^{\circ}C$).

Nous avons adopté les notations suivantes pour apprécier la flocculation.

Aspect des floccs:

- 0: PAS DE FLOCS.
- 2: FLOCS A PEINE VISIBLES
- 4: PETITS FLOCS.
- 6: FLOCS MOYENS.
- 8: BONS FLOCS
- 10: TRÈS GROS FLOCS.

Déscription de l'appareillage utilisé en floculation



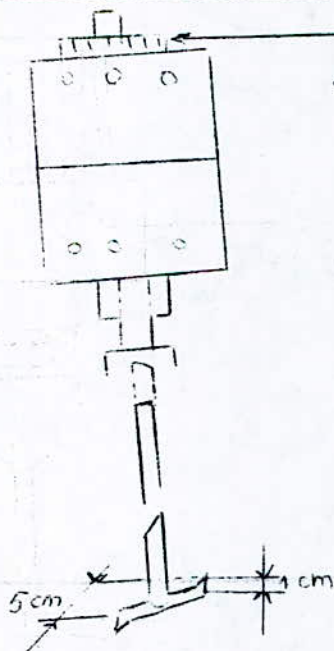
AGITATEUR

"A"

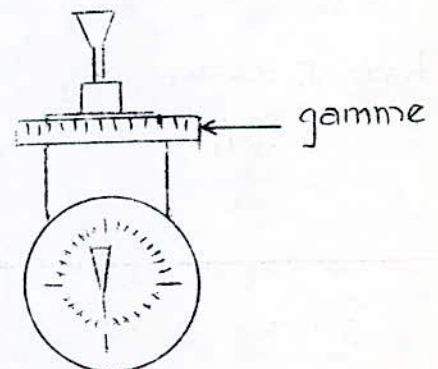
- Type : PW15
- Marque : IKA RW15 WERK Janke & KUNEL
- vitesse : 60 - 2000 t/min.
- N° 736.

AGITATEUR "B"

Marque Gallenhamp



TACHYMETRE: Jaquet RPM
N° KOS 548266



Remarque:

Pour régler la vitesse, juxtaposer sur l'arbre de rotation de l'agitateur un tachymètre et lire la vitesse correspondante.

2) Résultats de la floculation

- $V = 350 \text{ t/min}$.

concentration $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	40 mg/l	66,67 mg/l	133,33 mg/l
Après 15 mn de décantation	2	8	8
Après 1h30 mn de décantation	4	8	8

- $V = 450 \text{ t/min}$

concentration $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	40 mg/l	66,67 mg/l	133,33 mg/l
Après 15 mn de décantation	2	0	0
Après 1h30 mn de décantation	4	6	8

D'après ces tableaux, la vitesse qui ne détruit pas les floccs est 350 t/min .

La quantité optimale est $66,67 \text{ mg/l FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

II) Essai de la mesure de la vitesse de décantation piston et son profil.

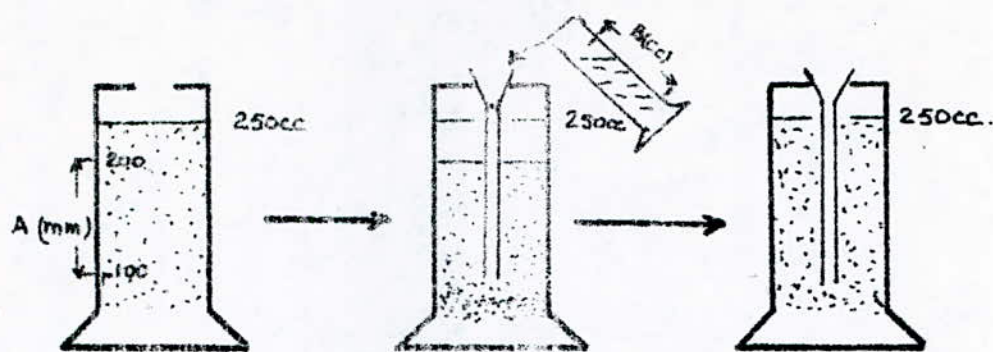
Quand l'abondance de flocc crée une décantation d'en-semble freinée, caractérisée par un interface visible entre la masse boueuse et le liquide surnageant, on parlera de dé-cantation freinée ou "piston".

C'est ce qui se passe avec les floccs créés par $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, ajoutés à l'eau.

Nous chercherons à mesurer la vitesse ascensionnelle théoriquement admise dans un décanteur industriel.

1) Mode opératoire: Nous remplissons une éprouvette de 250 ml de liquide flocculé, nous laissons tasser la boue 10 mn environ puis, par un entonnoir, nous introduisons de l'eau limpide contenue dans une éprouvette de 150 ml , d'une

façon discontinue, jusqu'à ce que la boue soit mise en expansion et reprendre son volume apparent initial de 250cc



Nous notons A: hauteur de l'éprouvette de 250cc correspondant à une hauteur de 100 ml. (mm).
 B: quantité d'eau limpide ajoutée en(cc).

À la suite de cette opération, nous laissons la boue se tasser dans l'éprouvette en notant les volumes apparents rapportés au volume initial de 250cc, en fonction du temps.

2) Résultats :

a) Vitesse ascensionnelle:

$$A = 100 \text{ mm}$$

$$B = 16 \text{ cc.}$$

$$\text{d'où } V_s = 0,6 \frac{AB}{1000} = 0,6 \cdot \frac{100 \cdot 16}{1000} = 0,96 \text{ m/h}$$

b) profil de décontation.

Nous posons $r = \frac{\text{Volume apparent (ml)} \text{ à } t}{\text{Volume initial (ml)}} \times 100 \text{ (\%)}$

t : étant le temps en heures.

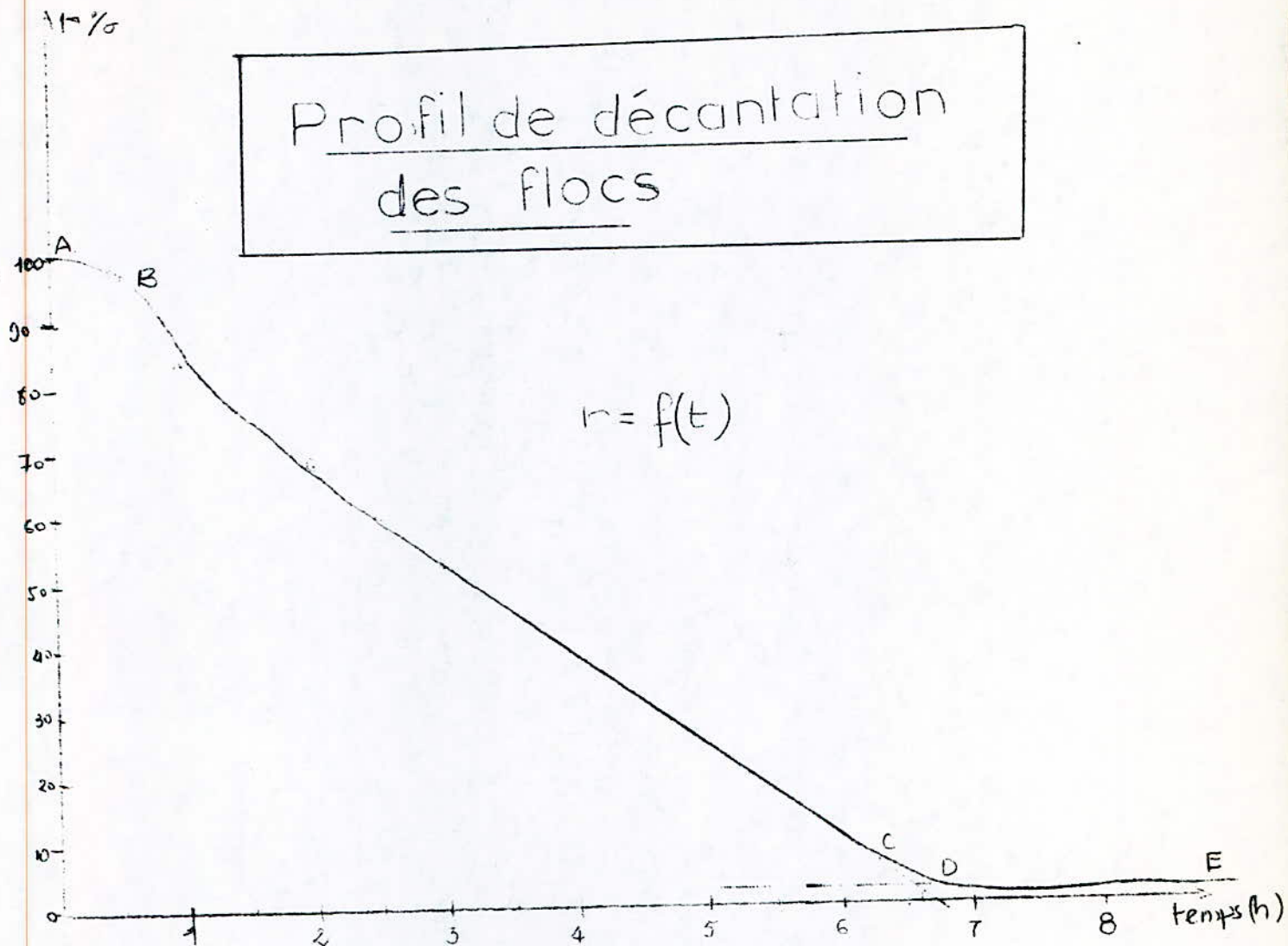
Couche de boue tassée après plusieurs heures: 2cc.

Tableau de valeurs:

r%	100	98	84	76	68	60	52	0,8
t(h)	0,0	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	∞

PH de la solution floquée après ajout de Ca(OH)_2 : 9,6 (mesuré avec un pH-mètre).

Profil de décantation des floccs



Nous vérifions bien le profil de décantation freinéé donnée par la courbe de KYNCH.

La courbe représente plusieurs phases distinctes

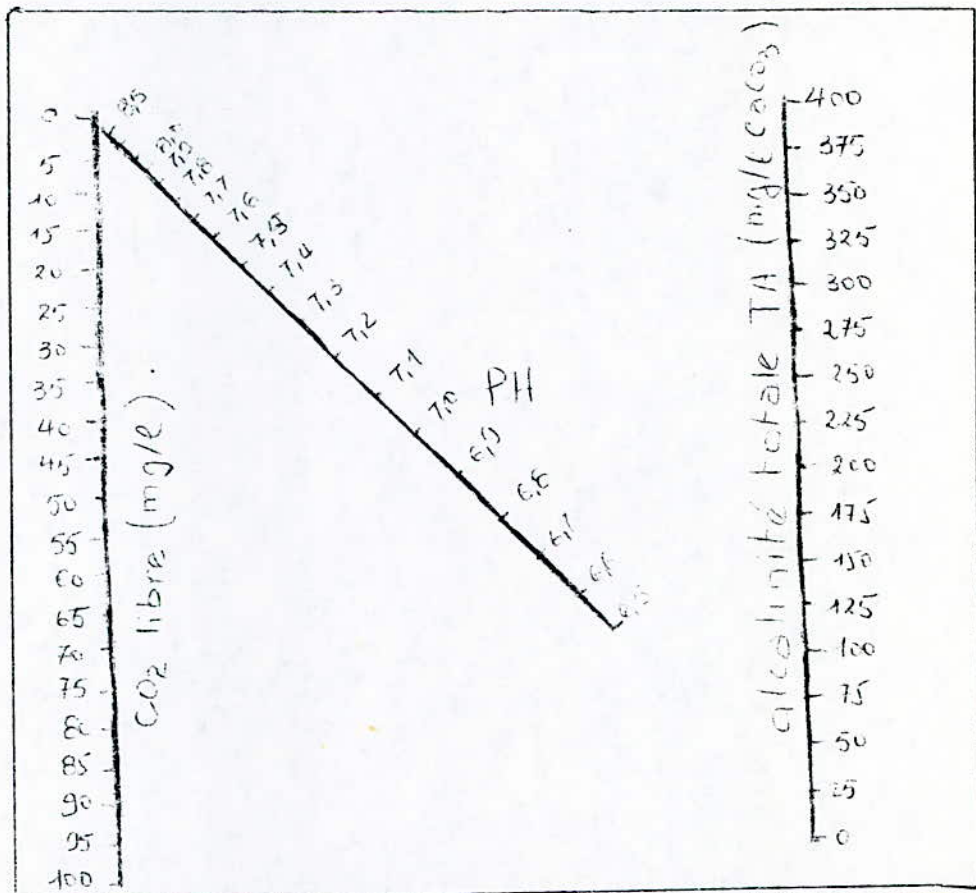
- Phase A-B: la surface de séparation est plus ou moins nette c'est la phase de coalescence des floccs.

- Phase BC: représentée par une droite qui traduit une vitesse de chute constante (pente de la droite).

- Phase CD: elle correspond à un ralentissement progressif de la vitesse de chute de la couche supérieure du dépôt.

- Phase DE: les floccs se touchent et exercent une compression sur les couches inférieures.

Relation entre le pH, l'alcalinité totale (TA) et le CO₂ libre des eaux.



$$[\text{CO}_2 \text{ libre}] = 9.70 \cdot 10^{-10} [\text{H}^+] \frac{\frac{\text{TA}}{50000} - [\text{H}^+] - \frac{10^{-14}}{[\text{H}^+]}}{1 + \frac{11.22 \cdot 10^{-11}}{[\text{H}^+]}} \text{ mg/l}$$

Référence : - J. TILLMANS and D. HELBLEIN; Investigation of the carbonate dioxide which attacks calcium carbonate in natural waters.

GESUNDPH. Ing. 1972 Ger. 35-669.

- J. Rodier Analyse de l'eau page 127
DUNOD TECHNIQUE PARIS. FRANCE - 1978 -

DIMENSIONNEMENT DE
L'UNITE DE DESSALEMENT
D'EAU PAR OSMOSE INVERSE

DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION DE
L'OSMOSE INVERSE.

Liste des principaux symboles et unités

SYMBOLES	DESIGNATIONS	UNITES
Q_{wio}	Débit spécifique initial du module au conditions standards.	GPM
K_{wi}	Pérméabilité de la membrane à l'eau.	GPM / Psi
Q_{wt}	Débit total d'eau produite	GPD
K'_{wio}	facteur de pression aux conditions standards	Psi ⁻¹
Q	Débits.	GPM
Q_{spc}	Débit spécifique du perméateur au conditions de travail.	GPD
P	Pressions	Psi
π	Pression osmotiques	Psi
$\Delta\pi$	différence de pression osmotique	Psi
ΔP	différence de pression (pertes de charge)	Psi
Y_T	Conversion globale	%
Y_i	conversion au niveau de l'étage i	%
SP	taux de passage des sels (salt passage)	%
T	Température	°C.
P_{abs}	Pression absolue	Psi
m_i	molalité de l'ion i	moles/1000grH ₂ O
C	concentrations	ppm NaCl
PCF	facteur de correction de la production	-
TCF	facteur de correction dû à la température	-
$MFRC$	facteur correctif de rétention dû au colmatage de la membrane (Membrane Fouling Retention correction)	-
ΔP_{BAL}	Pertes de charge dûe aux interconnexions des modules	Psi.
P_p	surpression du back de stockage de production	Psig
$SPCF$	Facteur de correction du taux de passage des sels	-
N	Nombre de perméateurs.	-

INDICES :

- p: perméat
- F: alimentation
- R: rejet
- FR: moyenne entre l'alimentation et rejet
- w: eau osmosée.
- o: conditions standards

CONVERSIONS DES UNITES

- GPD (gallons par jour) = $\frac{1}{264,2}$ m³/j
- GPM (gallons par minute).
- Psi = Psig = 0,068 atm.

Avant de procéder au dessalement d'eau par osmose inverse, quelques prétraitements sont nécessaires pour un bon fonctionnement de l'unité.

Chapitre: 1 REFROIDISSEMENT

Afin que la température de l'eau de l'alimentation n'affecte pas la stabilité thermique des perméateurs (voir considérations technologiques), il faut refroidir celle-ci après lui avoir fait subir une détente à une atmosphère.

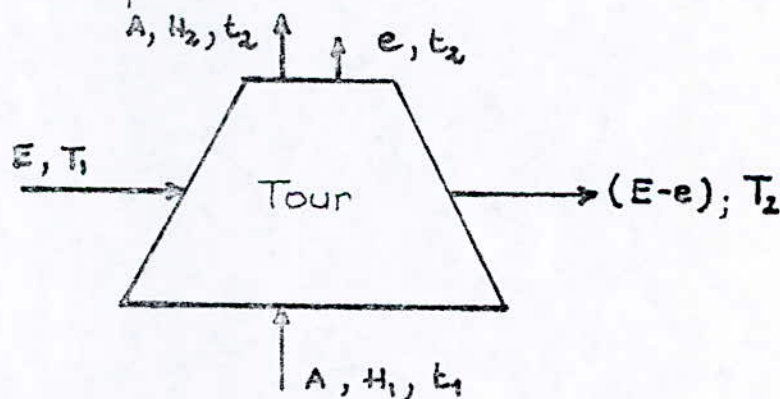
L'eau est refroidie de 55°C à 30°C.

I) Principe de ce refroidissement

Nous avons choisi le refroidissement à ventilation forcée, mettant en jeu le transfert de chaleur par évaporation.

Ce refroidissement s'effectue au moyen de l'air atmosphérique circulant à contre courant avec l'eau à refroidir, finement divisée.

L'air, au contact de l'eau, s'échauffe et passe de l'humidité ambiante à une humidité proche de la saturation, en évaporant une partie de l'eau à refroidir.



II) Bilan de chaleur sur la tour de refroidissement :

$$E c_{pL} T_1 + A H_1 = A H_2 + e c_{pV} t_2 + (E-e) c_{pL} T_2 \quad (1)$$

En première approche nous avons $c_{pL} \approx c_{pV} \approx 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$
d'où l'équation:

$$E(T_1 - T_2) + e(T_2 - t_2) = A(H_2 - H_1) \quad (2)$$

E: Débit d'eau sur la tour (kg/h).

T_1, T_2 : Températures de l'eau à l'entrée et la sortie de la tour respectivement ($^{\circ}\text{C}$).

A: Débit d'air sec (kg/h).

e: Quantité d'eau évaporée (à compenser par appoint) (kg/h).

H_2, H_1 : Enthalpies de l'air humide rapportées au kg d'air sec (Kcal/kg d'air sec) à la sortie et l'entrée de la tour.

Soit x_1 et x_2 les teneurs en eau dans l'air à l'entrée et à la sortie, X (kg d'eau / kg d'air sec).

$$\text{Alors } e = A(x_2 - x_1) \quad (3)$$

L'enthalpie de l'air humide est la somme des enthalpies de l'air sec et de la vapeur.

$$c_{\text{air}} \approx 0,24 \text{ Kcal/kg}^{\circ}\text{C. à } 28,8^{\circ}\text{C.}$$

L'enthalpie de la vapeur d'eau, h_1 , pour une température donnée est obtenue à partir du diagramme de vapeur d'eau (1)

Pour $t_1 = 28,8^{\circ}\text{C}$ $h_1 = 615 \text{ Kcal/kg} \neq h_2$, d'où l'enthalpie de l'air humide:

$$H = 615 + 0,24 t \quad (4) \text{ (Kcal/kg d'air)} \quad (2)$$

$$H_2 - H_1 = 615(x_2 - x_1) + 0,24(t_2 - t_1) \quad (4)$$

La combinaison des équations (2) (3) (4) donne:

$$E(T_1 - T_2) + A(x_2 - x_1)(T_2 - T_1) = A[615(x_2 - x_1) + 0,24(t_2 - t_1)] \quad (5)$$

Dans l'équation (4) $0,24(t_2 - t_1)$ croît linéairement avec t_2 .

$$\text{Nous savons que } X = \frac{18}{29} \frac{P_v \cdot m}{760 - P_v \cdot m} \text{ pour l'air (2)}$$

où X : teneur en eau de l'air kg d'eau / kg d'air sec.

P_v : tension de vapeur de l'eau à la température $t^{\circ}\text{C}$ (mmHg)

m : humidité relative (%).

Le terme $615(x_2 - x_1)$ croît plus rapidement avec t_2 car il croît dans le sens de la tension de vapeur de l'eau, donc, quand t_2 est relativement grande, nous pouvons négliger le terme $0,24(t_2 - t_1)$ devant $615(x_2 - x_1)$.

$$H_2 - H_1 \neq 615(x_2 - x_1)$$

$$A(H_2 - H_1) \neq \frac{e}{x_2 - x_1} (x_2 - x_1) \cdot 615 = 615e.$$

$$\text{or } A(H_2 - H_1) = E(T_1 - T_2) + e(T_2 - t_2)$$

Comme $T_2 \neq t_2$ et $e \ll E$

alors, $A(H_2 - H_1) \neq E(T_1 - T_2) \neq 615 e$.

d'où
$$e \neq \frac{E(T_1 - T_2)}{615} \quad (3)$$

Dans notre cas - $T_1 = 55^\circ\text{C}$.

- $T_2 = 30^\circ\text{C}$.

- $E = 122 \text{ m}^3/\text{h} \approx 122 \cdot 10^3 \text{ kg}/\text{h}$.

- Température moyenne maximale de l'air

est $t_1 = 28,8^\circ\text{C}$.

- humidité relative moyenne maximale de

l'air est $m_1 = 87,8\%$. (5)

Nous pouvons déterminer X_1 à l'aide du Diagramme de l'air humide (SOLYVENT). (4)

Pour $t = 28,8^\circ\text{C}$ et $m = 87,8\%$: $X_1 = 0,0223 \text{ kg d'eau/kg air}$

d'où
$$e = \frac{122 \cdot 10^3 (55 - 30)}{615} = 4,95 \cdot 10^3 \text{ kg}/\text{h}$$

$$e = 4,95 \text{ m}^3/\text{h}.$$

De la relation (6) il vient :

$$A = \frac{E(T_1 - T_2)}{[615 - (T_2 - t_2)](X_2 - X_1) + 0,24(t_2 - t_1)} \quad (8)$$

$X_2 = f(t_2)$, alors nous aboutissons d'une équation à deux inconnues A, t_2 qui admet une infinité de solutions.

Si $t_2 = 42^\circ\text{C}$ $X_2 = 0,05 \text{ kg d'eau/kg d'air}$ (valeur obtenue à partir du Diagramme de l'air humide SOLYVENT)

alors :

$$A = \frac{122 \cdot 10^3 (55 - 30)}{[615 - (30 - 42)](0,05 - 0,0223) + 0,24(42 - 28,8)}$$

$$A = 148.520,4 \text{ m}^3/\text{h} \text{ soit } 173768,86 \approx 173769 \text{ kg}/\text{h d'air sec}$$

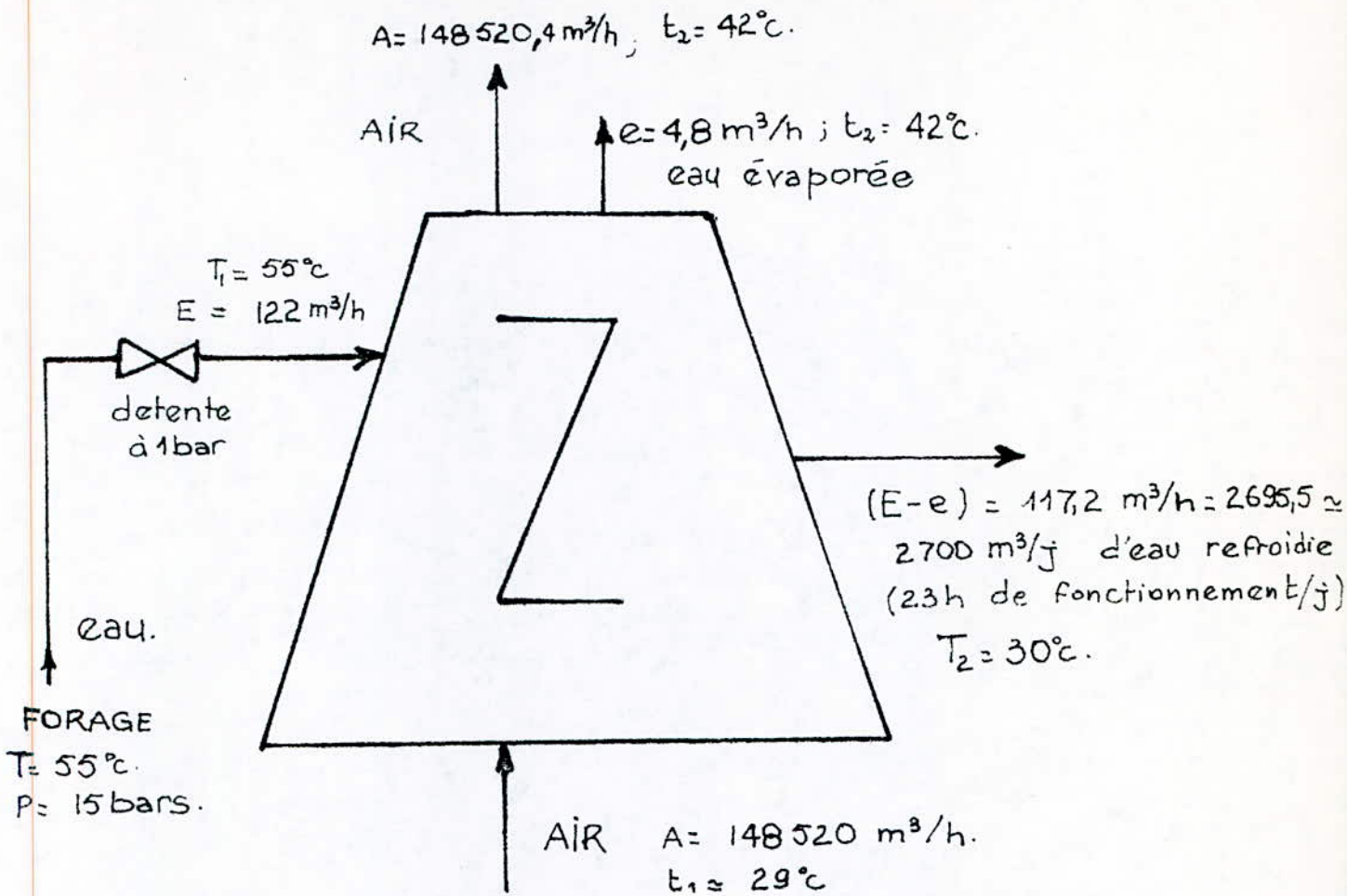
si $\rho_{\text{air}} = 1,17 \text{ kg}/\text{m}^3$ à 29°C .

Calcul de la nouvelle valeur de e :

$$e = A(X_2 - X_1) = 173769 (0,05 - 0,0223) = 4813,4 \text{ kg}/\text{h}.$$

correspondant à $4,81 \text{ m}^3/\text{h} \neq 4,95 \text{ m}^3/\text{h}$.

La température 42°C vérifie bien la première estimation admise dans l'établissement de l'équation (7).



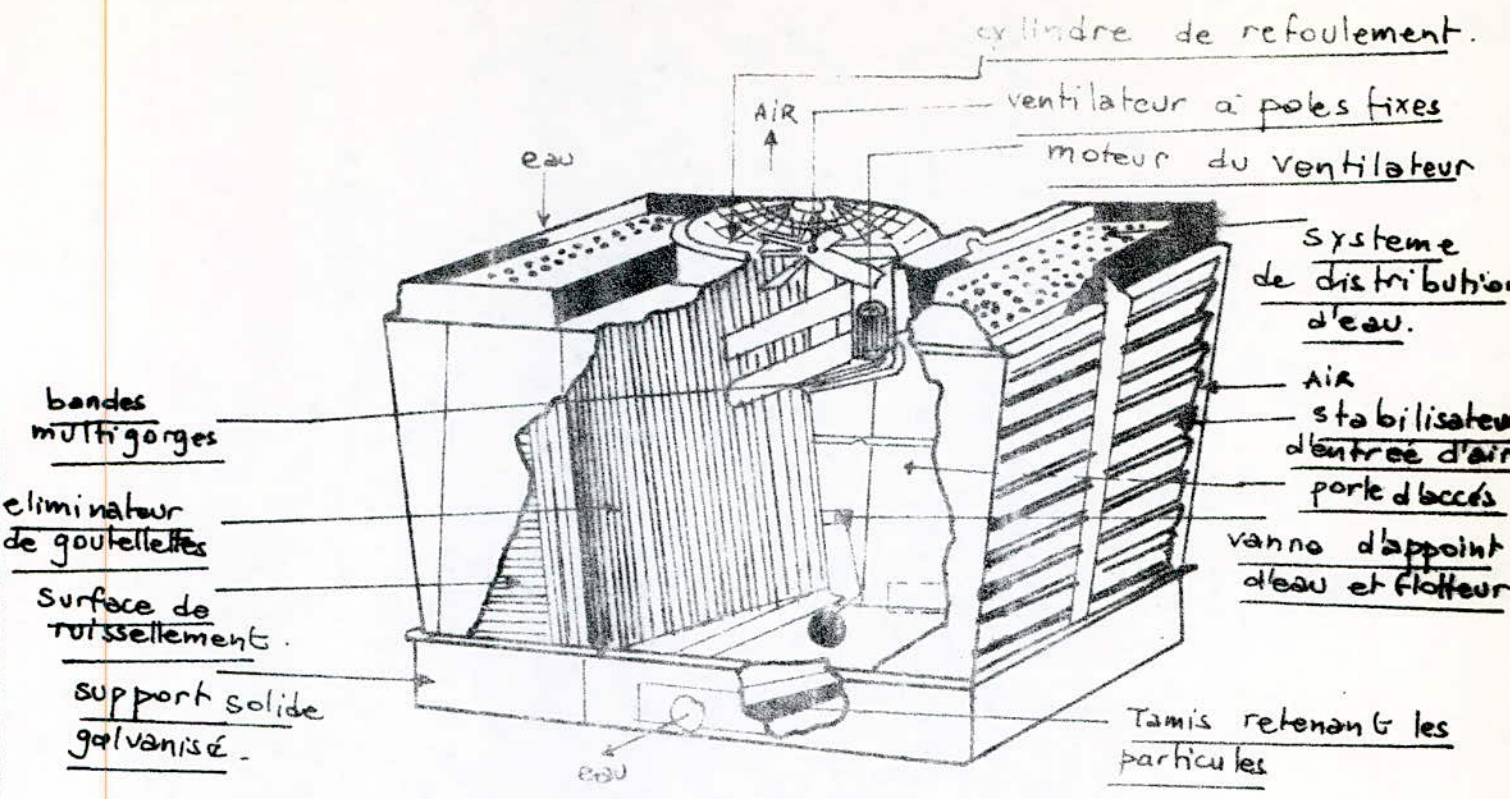
La quantité de chaleur prise par l'air est:

$$A \cdot [H_2 - H_1] = A [G_1(x_2 - x_1) + 0,24(t_2 - t_1)] = 173769 [G_1(0,05 - 0,0223) + 0,24(42 - 28,8)] =$$

$$A(H_2 - H_1) = 3510.742 \text{ Kcal/h} \approx 3,51 \text{ millions kcal/h}$$

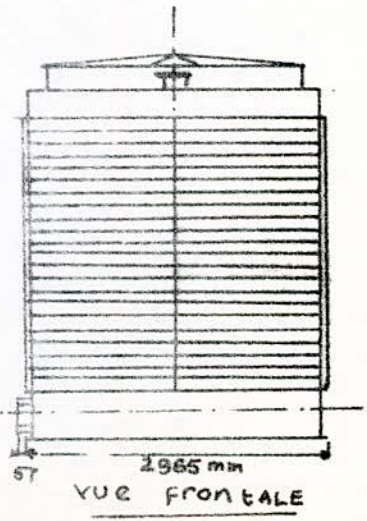
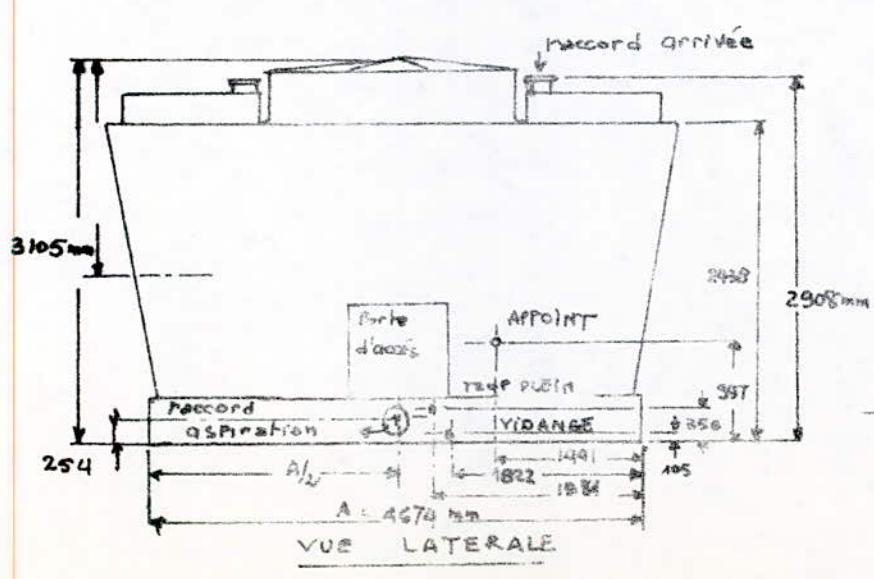
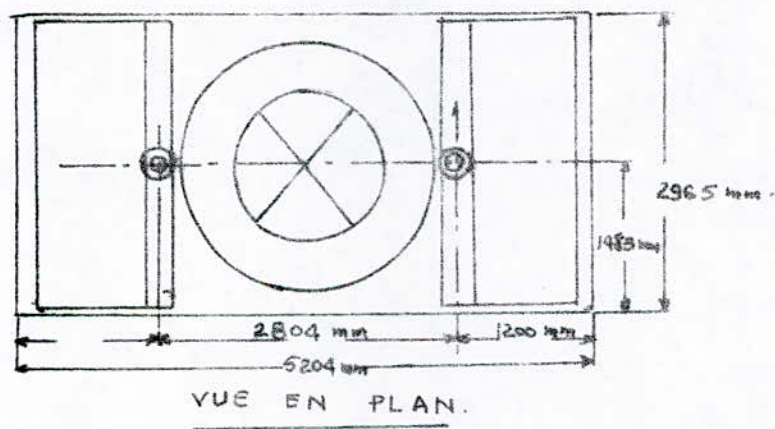
Remarque: L'estimation faite pour le calcul approché de la quantité d'eau évaporée est généralement admise dans un avant-projet de dimensionnement de tour de refroidissement.

- Une autre possibilité de refroidissement par échange de chaleur peut-être suggérée.



TOUR DE REFROIDISSEMENT BALTIMORE
A COURANTS CROISES AIR COIL

Référence:
 Revue Tour de
 Refroidissement
 BALTIMORE CO.
 FEV. 1978
 U. A.



Chapitre:2 LA FILTRATION

Afin de "protéger" l'installation, une filtration de l'eau brute est nécessaire.

Pour cela, nous avons prévu:

1) Une filtration rapide sur filtres bicouche (charbon plus sable), afin d'éliminer les particules en suspension dans l'air au cours du refroidissement et celles qui existaient déjà dans l'eau de forage.

Pour réduire au maximum l'encombrement de l'installation de filtration, nous avons choisi des filtres fermés à 2 couches filtrantes.

2) Une micro filtration sur filtres à cartouches en fibres synthétiques (polypropylène).

I) Calcul du filtre bicouche:

* Données de base:

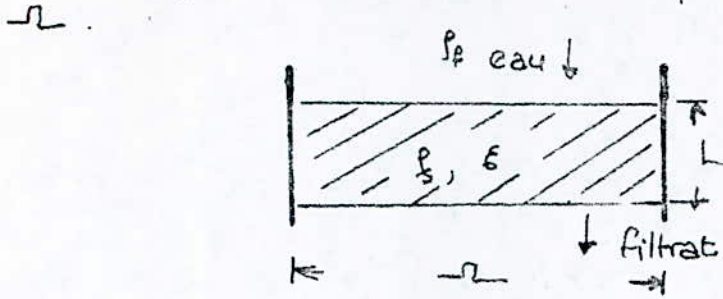
- débit d'alimentation: $2700 \text{ m}^3/\text{j}$, (pour 2 filtres)
- débit pour un filtre: $2700/2 = 1350 \text{ m}^3/\text{j} = 0,16 \text{ m}^3/\text{s}$.
- porosité du sable: $\epsilon_s = 0,45$ (6)
- porosité du charbon: $\epsilon_c = 0,27$ (6)
- masse volumique du charbon: $\rho_c = 0,436 \text{ g/cm}^3$ (6)
- masse volumique du sable: $\rho_s = 1,45 \text{ g/cm}^3$ (6)
- diamètre des particules du sable: $d_{ps} = 0,8 \text{ mm}$ (6)
- masse volumique de l'eau $\rho_f \approx 1,00 \text{ g/cm}^3$.
- diamètre des particules du charbon $d_{pc} = 1,2 \text{ mm}$ (6)
- hauteur totale du lit filtrant $L = 1,5 \text{ m}$.
(hauteur standard).

Pour avoir un bon rendement de filtration, on prévoit généralement du point de vue hauteur $1/3$ de sable et $2/3$ de charbon. (7)

Le calcul de la surface filtrante s'effectuera à la base des hypothèses suivantes:

- La vitesse maximale de filtration à ne pas dépasser correspond à la vitesse minimale de fluidisation du lit de particules.
- Le calcul de la surface filtrante se fera en se basant sur une seule couche (par exemple: sable)

Celle-ci étant la même pour les 2 couches.
Soit un lit filtrant, de hauteur L , et de section



Le modèle poreux de KOSNY permet de calculer la vitesse de passage à travers un lit de particules de porosité ϵ donnée, et de diamètre d_p .

$$\frac{\Delta P}{L} = 180 \eta_f \frac{(1-\epsilon)^2}{d_p^2 \epsilon^3} u + 1,75 \rho_f \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{u^2}{d_p} \quad (1) \quad (8)$$

L'équation (1) est connu sous le nom équation d'ERGUN.

ou $\Delta P/L$: Perte de charge par unité de hauteur (N/m^2)
 d_p : diamètre des particules (m)
 ρ_f : masse volumique du fluide (l'eau dans notre cas).
 u : vitesse de passage du fluide (m/s)
 η_f : viscosité du fluides (kg/m.s)

La perte de charge = poids apparent / section.

$$\Delta P = (1-\epsilon) (\rho_s - \rho_f) g \cdot \frac{\pi \cdot L}{\pi}$$

$$\text{d'où } \frac{\Delta P}{L} = (\rho_s - \rho_f) (1-\epsilon) g \quad (2)$$

L'égalité des équations (1) et (2), nous permet de calculer la vitesse minimale de fluidisation u_{mf} .

$$\text{d'où } (\rho_s - \rho_f) g = 180 \eta_f \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 d_p^2} \cdot u_{mf} + 1,75 \frac{\rho_f}{d_p \epsilon^3} u_{mf}^2 \quad (3)$$

Application numérique (pour le sable)

$$(1,45 - 1) 10^3 \cdot 9,81 = \frac{180 \cdot 10^{-4} (1-0,45)}{(0,8)^2 \cdot 10^{-6} (0,45)^3} u_{mf} + \frac{1,75 \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^3 (0,45)^3} u_{mf}^2$$

$$24005,487 u_{mf}^2 + 169,75309 u_{mf} - 4,4145 = 0$$

la résolution de l'équation du 2^e degré donne

$$U_{mf} = 0,0105 \text{ m/s} = 37,8 \text{ m/h.}$$

Donc la vitesse maximale de filtration est $U_{max} = U_{mf} = 37,8 \text{ m/h}$
(voir hypothèses citées précédemment).

- Calcul de la surface filtrante Ω :

$$\Omega = Q / U_{max} = 0,016 / 0,0105 = 1,524 \text{ m}^2.$$

d'où le diamètre du filtre $D = \left(\frac{4\Omega}{\pi}\right)^{1/2} = \left(4 \times \frac{1,524}{\pi}\right)^{1/2} = 1,39 \text{ m}$.

$$D = 1,4 \text{ m.}$$

- Calcul des pertes de charge:

a) à travers la couche de sable:

$$\Delta P_s = (1 - \epsilon_s) (p_s - p_f) L_s \cdot g = (1 - 0,45) (1,45 - 1) 10^3 \cdot 0,5 \times 9,81 =$$

$$\Delta P_s = 1214 \text{ N/m}^2 \approx 0,012 \text{ bars.}$$

c) à travers la couche de charbon:

$$\Delta P_c = (1 - \epsilon_c) (p_s - p_f) L_c \cdot g = (1 - 0,27) (1 - 0,436) 10^3 \cdot 1,0 \times 9,81 =$$

$$\Delta P_c = 4039 \text{ N/m}^2 \approx 0,04 \text{ bars.}$$

d'où la perte de charge maximale à travers le filtre est $\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_c = 0,012 + 0,04 \approx 0,05 \text{ bars.}$

II) Calcul du filtre à cartouches:

Le nombre de cartouches à utiliser par filtre (2 filtr en tous) est déterminé à partir des caractéristiques connues d'une cartouche.

La cartouche choisie a les caractéristiques suivantes:

- Longueur : 31 inch = 0,9144 m. (9)

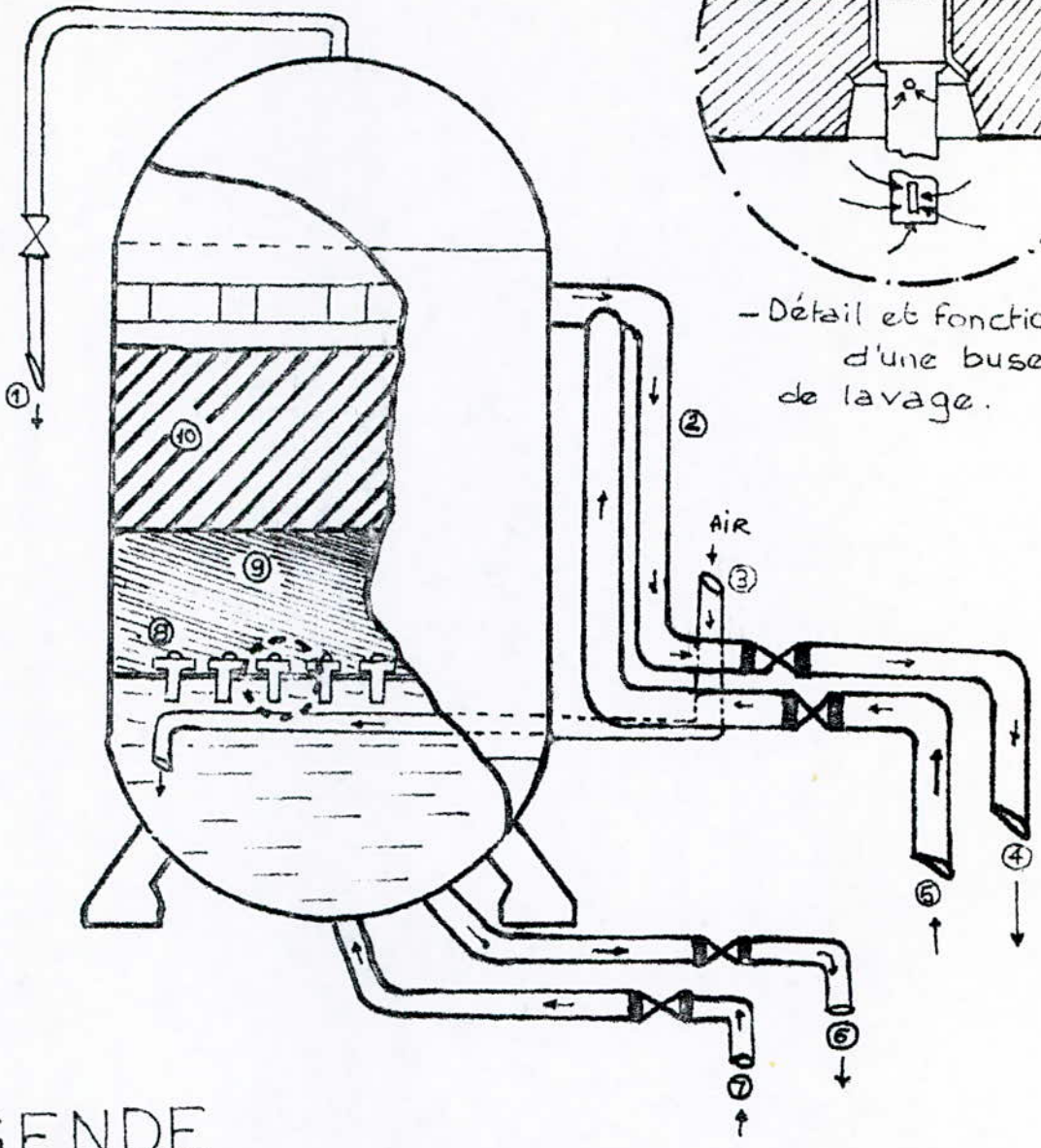
- Surface effective de filtration: 4 sq. feet = 0,3716 m².

- vitesse effective de filtration: 4 gal/min sqft = 234,68 m³/j.m².

- Pertes de charge : 0,204 atm,

le débit par cartouche est donc $234,68 \times 0,3716 = 87,2 \text{ m}^3/\text{j.}$

FILTRE BICOUCHES (BI-MEDIA).



LEGENDE

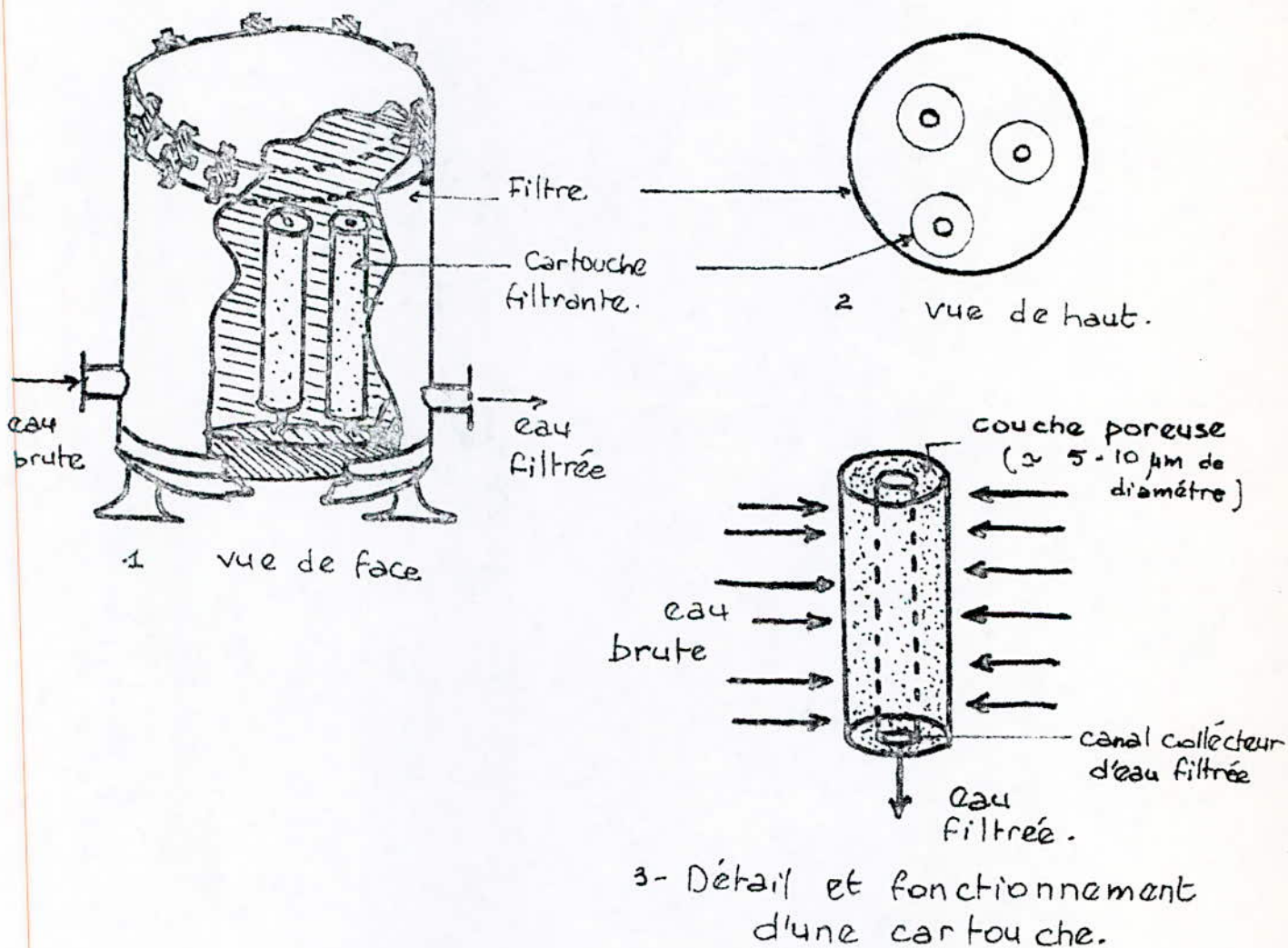
N ^{os}	Désignations.
①	évent
②	Sortie des eaux de lavage
③	entrée d'air
④	Départ des eaux de lavage
⑤	Arrivée d'eau brute.
⑥	Départ d'eau filtrée.
⑦	entrée des eaux de lavage
⑧	Buselures de lavage.
⑨	Sable
⑩	Charbon

(9) Référence: CHEMICAL
ENG. AOÛT 28 - 1978
RAW WATER TREATMENT
IN THE C.P.I.

Sachant que chaque filtre traite 1350 m³/j d'eau donc, le nombre de cartouches à placer par filtre est $N = 1350 / 87,2 = 15,48 \approx 16$ cartouches.

La perte de charge par filtre est $\Delta P = 16 \times 0,204 \approx 3,3 \text{ atm}$

Schémas de principe du filtre à cartouches



Diamètre du Filtre $\phi = 24 \text{ inch} \approx 0,61 \text{ m}$.

Durée de vie des cartouches ≈ 1 mois.

(Ind Filter and pump Mfg Co.

PERRY 1975 5^e ED. CHEMICAL ENG. HANDBOOK).

Chapitre:3 GÉNÉRALITÉS SUR LES PRE-TRAITEMENTS EN OSMOSE INVERSE

L'entartrage de la membrane est causé par la précipitation d'un certain nombre de sels dissous dans l'eau d'alimentation.

Puisqu'ils sont concentrés au rejet de l'installation d'osmose inverse, leur solubilité limite peut être dépassée et leur précipitation peut avoir lieu.

Les principaux entartrants sont généralement les sels CaCO_3 et/ou CaSO_4 et plus rarement d'autres sels.

Il ya quatre modes de prétraitement de ces sels

- Réduction de la conversion Y pour éviter un excès de concentration.
- Enlèvement de Ca^{2+} par adoucissement sur résine échangeuse d'ions ou par décarbonatation à chaud, avec la chaux.
- Enlèvement de CO_3^{2-} et HCO_3^- par acidification.
- Addition d'inhibiteurs d'entartrage (précipitations).

I) Réduction de la conversion Y :

La réduction de la conversion Y est rarement utilisée pour contrôler l'entartrage car ce n'est pas le but recherché dans un dessalement d'eau.

II) Enlèvement de Ca^{2+} par adoucissement sur résine ou par décarbonatation à chaud:

Ce n'est pas une considération pratique avec des eaux à grande salinité car le coût est élevé. (10)

Le processus d'adoucissement avec la chaux est considéré dans la plupart des cas, quand une clarification est utilisée pour enlever les particules colloïdales en suspension dans l'eau.

Une acidification est toujours exigée en plus, après l'adoucissement.

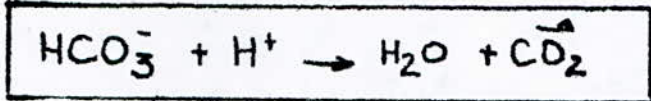
III) Acidification :

Pour la plupart des systèmes, l'acidification est généralement la moins coûteuse. (10)

Elle consiste à traiter l'eau avec un acide fort généralement l'acide sulfurique (H_2SO_4).

L'ion HCO_3^- réagit avec les ions H^+ de l'acide pour former de l'eau et du gaz carbonique qui est dégagé.

Ce prétraitement se fait selon :



IV) Inhibition et solubilisation :

L'addition d'inhibiteurs d'entartrage par $CaSO_4$ est opérée par addition de l'HÉXAMÉTA PHOSPHATE de SODIUM (HMP) dans l'eau, et évite la précipitation de ce sel.

L'addition de ce polyphosphate donne la formation de complexes qui restent dissous dans l'eau suivant :



On peut opérer au delà de la solubilité limite de $CaSO_4$, pour plusieurs années avec l'addition de 10ppm d'HMP. (12)

Cette approche est néanmoins limitée pour le sel $CaCO_3$

V) Critères pour déterminer le besoin de prétraitement

- Il est nécessaire d'estimer la concentration des sels dans le rejet.

- Le facteur LSI (voir NORMES et qualités des eaux, indice de saturation de Langelier) pour $CaCO_3$ et le produit de solubilité apparent de $CaSO_4$, k_{sp} , sont les deux facteurs limitatifs.

(-) k_{sp} du sulfate de calcium dans l'eau pure à $25^\circ C$ est $2,4 \cdot 10^{-4} (\text{moles/l})^2$. Par expérience, on prend dans les calculs les 80% de cette valeur, c'est à dire $1,92 \cdot 10^{-4} (\text{moles/l})^2$

- Si une détermination rigoureuse du k_{sp} est envisagée il faudra tenir compte de la force ionique I.

- Pour calculer le facteur LSI et le produit de solubilité k_{sp} il faut faire les hypothèses suivantes pour la

qualité du rejet :

a) La température au rejet est identique à celle de l'eau d'alimentation.

b) La salinité du rejet (ppm) = $C_f \times$ salinité de l'alimentation en (ppm), où C_f est le facteur de correction fonction de la conversion Y .

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

Cette expression reste valable aussi pour chacun des sels dissous dans l'eau.

c) Le taux de passage de HCO_3^- augmente si le pH d'alimentation diminue.

d) CO_2 et les autres gaz diffusent totalement à travers la membrane ($SP = 100\%$). Par conséquent :

$$[\text{CO}_2]_{\text{rejet}} = [\text{CO}_2]_{\text{Alimentation}} \quad (11)$$

Pour le facteur de Langelier, LSI, la conversion doit être presuimée. La condition pour éviter l'entartrage par CaCO_3 est : $LSI \leq 0$. (voir la partie Norme des eaux et critères de qualité).

TABLEAU RÉCAPITULATIF DES FACTEURS LIMITANTS.

Facteurs	sans inhibition avec 10ppm HME	Avec inhibition avec 10ppm HME
LSI	négatif ou nul	-
f_{sp}	$< 1,9 \cdot 10^{-4}$	$< 10^{-3}$

(12)
(voir figure N°3)

Expressions des formules utilisées :

* $f_{sp} = \frac{m_{\text{Ca}^{2+}} \cdot m_{\text{SO}_4^{2-}}}{m_{\text{CaSO}_4}}$ avec m : molarité de l'ion (moles/l)

* $I = \frac{1}{2} \sum \bar{m}_i z_i^2$ avec \bar{m}_i : molalité de la solution (moles/l)
On peut calculer \bar{m}_i par l'expression suivante :

* $\bar{m}_i = \frac{\text{concentration de l'ion } i \text{ en ppm}}{1000 \times \text{masse molaire de l'ion } i, \frac{(10^6 - \text{salinité totale en ppm})}{10^6}}$ (13)

Chapitre:4 CALCULS DE PRE-TRAITEMENT

-TEMENT

Ces calculs sont basés sur la qualité de l'eau à prétraiter, la température de prétraitement.

Celle-ci est choisie de telle façon qu'elle n'affecte pas la stabilité thermique des membranes, une fois que l'eau prétraitée passe dans les modules de dessalement d'osmose inverse.

Avant d'entamer les calculs il est nécessaire de procéder à des conversions de concentrations.

Pour exploiter les données et les courbes de dimensionnement, données par le constructeur, nous convertissons les ppm en ppm équivalent en $CaCO_3$, ceci en utilisant le tableau des conversions des concentrations donné dans le chapitre « NORMES ET QUALITES DES EAUX ».

I) COMPOSITION DE L'EAU.

ÉLÉMENTS	concentration ppm en ion considéré	concentration en équivalent ppm $CaCO_3$.	molarité m_i (moles / l) $\times 10^3$	molalité $\bar{m}_i \times 10^3$ (moles / 1000gr H_2O)
Ca^{2+}	206	515,0	5,15	5,16
Mg^{2+}	143	595,8	5,88	5,89
Na^+	295	641,3	12,83	12,86
K^+	33	42,3	0,85	0,85
SO_4^{2-}	1025	1067,7	11,12	11,15
Cl^-	425	598,6	11,97	12,00
HCO_3^-	165	135,2	2,70	2,71
Salinité totale	2294	3595,9	-	$\sum \bar{m}_i = 50,62 \times 10^3$

①

ÉLÉMENTS	ppm
SiO_2	45-50
Fer	0,4
Mn	0,1
CO_2 libre	0,0
F^-	2,8
matières organiques	8,2

②

Titres ($^{\circ}F$)	$^{\circ}F$ degré français
TH	111
TAC	14
TA	0
SAF	163
IS	124
Turbidité	10,8 JTU

③

Caractéristiques	unités
PH	6,6
conductivité spécifique	3550 $\mu S/cm$
Température	55 $^{\circ}C$

④

* La signification des divers symboles est donnée sur la liste.

Exemple de calcul du tableau ①:

- $[Ca^{2+}] = 206 \text{ ppm}$

- Concentration équivalente exprimée en ppm $CaCO_3$: $\frac{206}{0,4} = 515 \text{ ppm } CaCO_3$.

- molarité: $m = \text{concentration ppm} / \text{masse molaire}$

$$m = 206 / 40 = 5,15 \text{ millimoles/l} = 5,15 \cdot 10^{-3} \text{ moles/l.}$$

- molarité $\bar{m}_i = \frac{\text{concentration (en ppm)}}{1000 \cdot \text{masse molaire} \left(\frac{10^6 - \text{salinité totale (ppm)}}{10^6} \right)}$

$$\bar{m}_i = \frac{206}{1000 \cdot 40 \cdot \frac{10^6 - 2294}{10^6}} = 5,16 \cdot 10^{-3} \text{ moles / 1000 gr d'eau. (13)}$$

II) Variante "A" du prétraitement.

Cette variante comporte les prétraitements suivants:

- En plus des prétraitements physiques (refroidissement, filtration) nous traitons l'eau avec l'acide sulfurique très concentré et éventuellement nous ajoutons L'HMB pour solubiliser les sels à l'état de complexes.

1) Détermination de la conversion maximale pour prévenir la précipitation du $CaSO_4$, sans aucun prétraitement chimique.

a) Le produit de solubilité apparent de $CaSO_4$ au rejet est k_{spR} doit être inférieur ou égal $1,9 \cdot 10^{-4}$.

- Calcul du facteur de correction C_f de la solubilité de $CaSO_4$.

$$k_{sp} = [Ca^{2+}][SO_4^{2-}] \cdot (C_f)^2$$

C_f est maximum quand $k_{sp} = 1,9 \cdot 10^{-4} \text{ (moles/l)}^2$.

$$\text{d'où } C_{f \max}^2 = \frac{1,9 \cdot 10^{-4}}{(5,15 \cdot 10^{-3})(11,12 \cdot 10^{-3})} = 3,33. \quad (13)$$

alors $C_{f \max} = \sqrt{3,33} \approx 1,82$.

$$\text{d'où } Y_{\max} = 100 - \frac{100}{C_{f \max}} = 100 - \frac{100}{1,82} \approx 45,23\%$$

b) Détermination rigoureuse du k_{sp} .

Les prévisions ignorent partiellement l'effet de la force ionique I ($I = \frac{1}{2} \sum \bar{m}_i z_i^2$).

Estimation de la conversion maximale Y_{max} :

$$- I = \frac{1}{2} \sum \bar{m}_i z_i^2 = 58,61 \cdot 10^{-3} \text{ moles / } 1000 \text{ gr } H_2O.$$

$$- k_{sp} = 5,15 \cdot 10^{-3} \times 11,12 \cdot 10^{-3} = 5,7 \cdot 10^{-5}$$

- la courbe n°3 représente $k_{sp} = f(I)$, donne pour $I = 0,0586$, un $k_{sp} = 2,59 \cdot 10^{-4}$.

$$- k_{sp} \text{ effectif} = 0,8 k_{sp} = 0,8 \times 2,59 \cdot 10^{-4} = 2,07 \cdot 10^{-4}$$

$$- CF_{max} = \sqrt{\frac{k_{sp} \text{ effectif}}{k_{sp}}} = \sqrt{\frac{2,07 \cdot 10^{-4}}{5,7 \cdot 10^{-5}}} \approx 1,91.$$

$$- \text{d'où } Y_{max} = 100 - \frac{100}{1,91} = 47,6 \%$$

2) Détermination de la conversion maximale Y_{max} pour prévenir la précipitation de SiO_2 (sans désilicéage).

Données:

* Alimentation : $SiO_2 = 50 \text{ ppm}$ (le plus défavorable);

* Rejet : $pH_R \approx 6,0$.

* $T = 30^\circ C$.

La solubilité limite de SiO_2 à $pH = 7,0$ au rejet, à $T = 30^\circ C$, donnée par la figure N° est $138 \text{ ppm } SiO_2$.

Le facteur de correction de la solubilité de la silice en fonction du pH de rejet est donné par la figure N°2

Pour un pH de Rejet = $pH_R = 6,0$ $CF_1 = 1,1$.

d'où la solubilité limite à $pH_R \approx 6,0$ est de:

$$138 \times 1,1 = 151,8 \text{ ppm } SiO_2$$

Le facteur de correction CF_{Si} en fonction de la conversion Y pour prévenir la précipitation de SiO_2 est:

$$CF_{Si} = \frac{\text{concentration de } SiO_2 \text{ au rejet}}{\text{concentration de } SiO_2 \text{ à l'alimentation.}}$$

$$CF_{Si} = \frac{151,8}{50} = 3,04$$

$Y = 100 - \frac{100}{CF}$, la conversion maximale Y_{max} en fonction de la précipitation de la silice est atteinte quand $CF = CF_{Si}$

$$\text{d'où } Y_{max} = 100 - \frac{100}{3,04} \approx 67 \%$$

$$pH_R = pH_{\text{alimentation}} + \log_{10} \frac{1}{1-\gamma} = 6,6 + \log_{10} \frac{1}{1-0,67} \approx 7,1$$

pH_s donné par le diagramme de Langelier est :

$$pH_s = p_{Ca} + p_{AK} + C = 2,1 + 2,05 + 2,19 = 6,34.$$

déterminé graphiquement.

d'où l'indice de Langelier LSI est :

$$LSI = pH_R - pH_s = 7,1 - 6,34 = 0,78 > 0 \text{ (positif).}$$

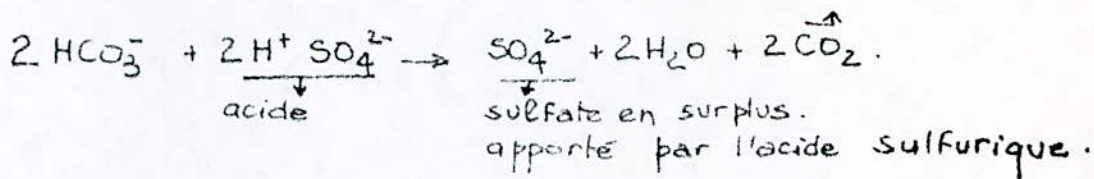
donc à la conversion de 67% et à $T=30^\circ C$, il est nécessaire d'effectuer le prétraitement par acidification afin d'éviter le colmatage des membranes par $CaCO_3$, puisque le LSI est > 0 au lieu d'être ≤ 0 .

3) Prétraitements :

a) Acidification.

Nous ajoutons à l'eau brute, une certaine quantité d' H_2SO_4 afin d'éliminer HCO_3^- sous forme de CO_2 .

La réaction d'acidification est :



Nous devons ajuster le pH de l'eau d'alimentation à 6,0 pour permettre aux membranes de fonctionner dans de bonnes conditions (A ce pH les membranes ont une durée de vie maximale.) «voir les considérations technologiques»

A ce pH de 6,0, nous déterminons le rapport R_f à partir de la figure N° 7.

$$R_f = \frac{\text{concentration } HCO_3^-}{\text{concentration du } CO_2 \text{ libre.}} = \frac{[HCO_3^-]_f}{[CO_2 \text{ libre}]_f} = 0,5$$

Soit x la concentration en bicarbonates après ajout de l'acide sulfurique.



or 61 g $HCO_3^- = \frac{61}{1,22}$ g HCO_3^- exprimés en $CaCO_3$

pour 1 ppm de HCO_3^- exprimé en $CaCO_3 \rightarrow \frac{44 \times 1,22}{61} = 0,88$ ppm
alors pour chaque ppm de HCO_3^- (exprimé en $CaCO_3$) éliminé, on forme 0,88 ppm de CO_2 .

$$\text{d'où } R_f = \frac{[HCO_3^-]_f}{[CO_2 \text{ libre}]_f} = \frac{x}{0 + 0,88(135,2 - x)} = 0,5$$

$[HCO_3^-]_f$ avant l'acidification était de 135,2 ppm exprimé en $CaCO_3$

alors $X = 0,88 \times 0,5 (135,2 - X) = 59,49 - 0,44X$

d'où $X = \frac{59,49}{1,44} = 41,31 \text{ ppm exprimée en CaCO}_3$.

- $[CO_2 \text{ libre}] = 0,88 (135,2 - X) = 0,88 (135,2 - 41,31) = 82,62 \text{ ppm}$

- Quantité de HCO_3^- qui a réagi avec l'acide.

$[HCO_3^-] = 135,2 - 41,31 = 93,89 \text{ ppm en CaCO}_3$

- Quantité de Sulfate apportée par l'acide:

D'après la réaction: $2 \times 61 \text{ g } HCO_3^- \text{ réagissent avec } 96 \text{ g } SO_4^{2-}$

$93,89 \text{ ppm de } HCO_3^- \text{ réagissent avec: } 93,89 \cdot \frac{96}{2 \times 61} = 73,88 \text{ ppm}$
donc l'acide introduit est: $73,88 \text{ ppm exprimée en ppm CaCO}_3$.

Modification des concentrations

ELEMENTS	concentration après acidification ppm CaCO ₃	concentration avant acidification en ppm CaCO ₃
Ca ²⁺	515,0	515,0
Mg ²⁺	595,8	595,8
Na ⁺	641,3	641,3
K ⁺	42,3	42,3
HCO ₃ ⁻	41,31	135,2
Cl ⁻	598,6	598,6
SO ₄ ²⁻	1141,6	1067,7
salinité totale	3575,9	3535,9
CO ₂ libre	82,62 ppm CO ₂	≈ 0,00
pH	≈ 6,0	6,6

Salinité totale: ←
2248,3 ppm ions

Vérification de l'indice de Langelier:

* Au rejet : $CF_{CaSO_4} = 3,03$ pour $Y = 67\%$.

- $[SO_4^{2-}] = 3,03 \times 1141,6 = 3459 \text{ ppm CaCO}_3$.

- $[CO_2] = 1 \times 82,62 = 82,62 \text{ ppm CO}_2$.

- $[HCO_3^-] = 3,03 \times 41,31 = 125,2 \text{ ppm CaCO}_3$

- $[Ca^{2+}] = 3,03 \times 515 = 1560,4 \text{ ppm CaCO}_3$.

- Salinité totale = $3,03 \times 3575,9 = 10835 \text{ ppm CaCO}_3$.

pH du Rejet: $R_R = \frac{[HCO_3^-]_R}{[CO_2]_R} = \frac{125,2}{82,62} = 1,5$.
de la figure n° nous tirons $pH_R = 6,45$.

Résumé des Résultats précédents:

- Y_{max} est limitée par rapport à l'entartrage par $CaSO_4$ sans faire de prétraitement ($Y_{max} \approx 48\%$).
- La silice permet une conversion $Y_{max} \approx 67\%$ à $30^\circ C$.
- Pour éviter l'entartrage des membranes par $CaCO_3$ et $CaSO_4$, quelques prétraitements s'imposent donc.

3) Détermination par calcul, de la nécessité du prétraitement Acidification - Solubilisation avec HMP. (HEXAMÉTA PHOSPHATES).

a) HMP Conditions : - $k_{sp, CaSO_4} < 10^{-3}$ (voir tableau récapitulatif des facteurs limitants).
- $Y = 67\%$

CF_{CaSO_4} = facteur de correction tenant compte de l'entartrage par $CaSO_4$.

$$Y = 100 - \frac{100}{CF_{CaSO_4}} = 67\%$$

d'où $CF_{CaSO_4} = \frac{100}{100 - Y} = \frac{100}{100 - 67} = 3,03$.

Estimation des concentrations au rejet :

- Pour estimer les concentrations au rejet, il faut multiplier les concentrations de l'eau d'alimentation par le facteur de correction CF_{CaSO_4} . (voir généralités sur les prétraitements)

$$[Ca^{2+}] = 3,03 \times 515 = 1561 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$[SO_4^{2-}] = 3,03 \times 1067,7 = 3235 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$m_{Ca^{2+}} = 0,01561 \text{ ion gr/l.}$$

$$m_{SO_4^{2-}} = 0,03235 \text{ ion gr/l.}$$

$$\text{d'où } k_{sp, CaSO_4} = m_{Ca^{2+}} \cdot m_{SO_4^{2-}}$$

$$k_{sp, CaSO_4} = 0,01561 \times 0,03235 = 5 \cdot 10^{-4} < 10^{-3}$$

L'ajout de 10 ppm de HMP satisfait la condition.

(10 ppm d'HMP est la dose conservative conseillée par le constructeur pour les perméateurs B.G.). (12)

b) Nécessité d'acidification

$$\text{Au rejet : } [Ca^{2+}] = 1561 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$[HCO_3^-] = 3,03 \times 135,2 = 410 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$\text{Salinité totale} = TDS = 3,03 \times 3595,9 = 10896 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$pH_s = pCa + palk + C$$

$$\text{A } 30^\circ\text{C} \quad pH_s = 2,2 + 2,6 + 2,19 = 6,99 \approx 7.$$

L'indice de Langelier est alors $LSI = pH_R - pH_s = 6,45 - 7 = -0,55 <$

On satisfait alors la condition nécessaire pour éviter l'entartrage par $CaCO_3$.

b) prétraitement avec HMP.

$$\text{Au rejet, nous avons: } m_{Ca^{2+}} = 0,015604 \text{ iong/l.}$$

$$m_{SO_4^{2-}} = 0,03459 \text{ iong/l.}$$

$$\text{d'où } K_{sp} CaSO_4 = 0,015604 \times 0,03459 = 5,4 \cdot 10^{-4}.$$

$$10^{-3} > 5,4 \cdot 10^{-4} > 1,9 \cdot 10^{-4}.$$

Pour éviter le colmatage par $CaSO_4$ il faut ajout 10 ppm d'HMP (dose conservative conseillée par le constructeur (voir tableau des facteurs limitants). (12) (voir fig.

6) Quantité d'acide H_2SO_4 exigée pour ajuster le pH de l'eau d'alimentation à $pH \approx 6,0$:

Supplément de sulfates apportés par $H_2SO_4 = 73,88 \text{ ppm } CaCO_3$

Dans une mole de H_2SO_4 il y a 96 g SO_4^{2-} .

$$96 \text{ g } SO_4^{2-} \rightarrow 98 \text{ g } H_2SO_4 \text{ à } 100\%.$$

Les 96 g SO_4^{2-} correspondent à $\frac{96}{0,96} = 100 \text{ g } SO_4^{2-}$ exprimées en $CaCO_3$

$$1 \text{ ppm } SO_4^{2-} \text{ exprimé en } CaCO_3 \rightarrow \frac{98 \times 0,96}{96} = 0,98 \text{ ppm } H_2SO_4$$

$$\text{pour } 73,88 \text{ ppm } SO_4^{2-} \text{ exprimés en } CaCO_3 \rightarrow 73,88 \times 0,98 = 72,4 \text{ ppm } H_2SO_4$$

Soit $72,4 / 0,93 = 77,8 \approx 78 \text{ ppm } H_2SO_4$ à 93% de pureté.

or $1 \text{ ppm} \approx 1 \text{ mg/l.}$

Il nous faut donc 78 mg H_2SO_4 à 93% pour un litre d'eau brute.

Ou bien si nous voulons raisonner sur la production

il nous faut $78 / 0,67 = 116,4 \approx 117 \text{ mg } H_2SO_4$ à 93%

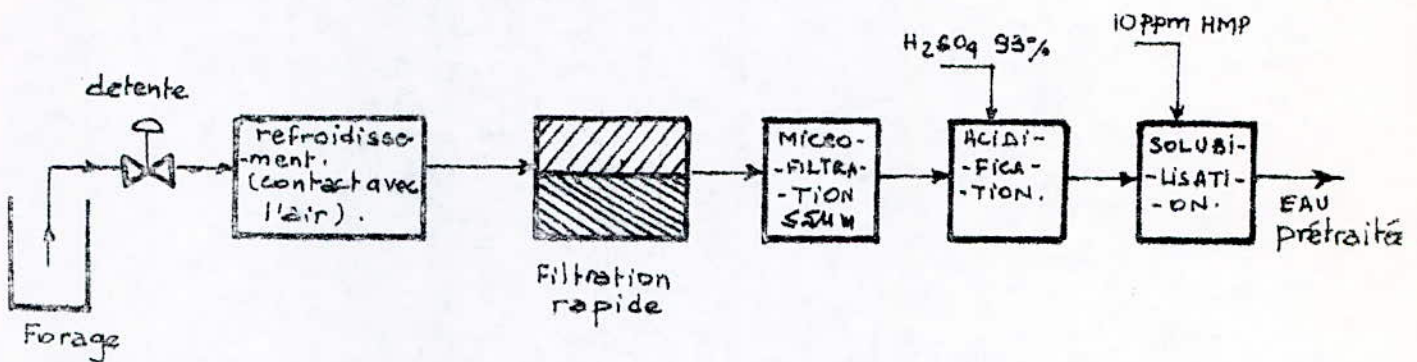
par litre d'eau produite, si la conversion est de 67%.

En résumé, nous pouvons retenir :

- $Y = 67\%$ est obtenue sans risque de précipitation de SiO_2 , $CaCO_3$, et $CaSO_4$, si les prétraitements suivants sont effectués

- 1) Détente à 1 bar
- 2) Refroidissement de l'eau à une température de 30°
- 3) Filtration rapide sur filtre bicouche (charbon plus sable afin d'éliminer les éventuels particules en suspension.
- 4) Micro-filtration sur filtre à cartouches dont les pores sont $\leq 5 \mu m$.
C'est une filtration de sécurité.
- 5) Injection d'acide H_2SO_4 et de l'hexamétaphosphate de sodium pour diminuer l'alcalinité bicarbonatée (HCO_3^-) et solubiliser les sels de calcium.

CHAINE DE PRÉTRAITEMENTS

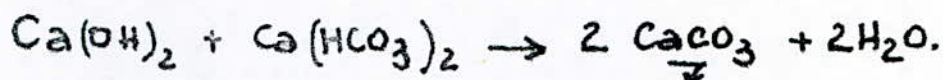


III) Variante "B" du prétraitement.

L'eau du forage sort à 55°C, cette chaleur véhiculée par l'eau brute sera utilisée pour faire une décarbonatation et désiliciage à chaud.

1) Principe: Nous réalisons une décarbonatation et désiliciage à chaud (55°C) afin d'adoucir l'eau brute.

- Nous éliminons Ca^{2+} , HCO_3^- par précipitation à la chaux selon:



Pour accélérer la cinétique de cette réaction il faut ajouter quelques cristaux de CaCO_3 (apportés par la recirculation des boues). (14)

La présence de colloïdes organiques gênant la précipitation, il faut donc ajouter un coagulant: FeCl_3 par exemple.

- L'élimination de la silice est combinée à la réaction de décarbonatation.

- Nous pouvons réduire fortement la teneur de l'eau en SiO_2 en engageant celle-ci dans un processus d'adsorption et complexation chimique avec par exemple FeCl_3 , à la température de l'eau.

Il se forme un complexe de Calcium et silicate de Fer qui décante dans le réacteur-décanteur de décarbonatation - (THERMOCIRCULATOR)

Nous réalisons ainsi un désiliciage à 70-80%

2) Bases de calculs: La quantité de Ca(OH)_2 à ajouter est donnée par:

$$[\text{Ca(OH)}_2] = 7,4 (\text{TAC} + \text{C}_g) \text{ g/m}^3. \quad (15)$$

où TAC: TITRE ALCALIMÉTRIQUE COMPLET de l'eau brute (d'France)

C_g : teneur en CO_3^{2-} dans l'eau = $\frac{[\text{CO}_2 \text{ libre ppm}]}{4,4}$

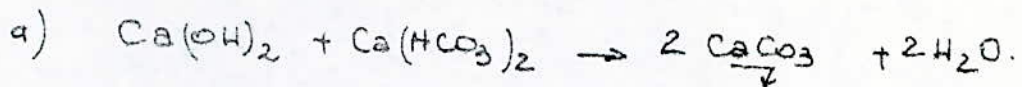
Pour notre eau TAC = 14 °F; et $\text{C}_g = 0$ car CO_2 libre ≈ 0

$$[\text{Ca(OH)}_2] = 7,4 \times 14 = 103,6 \text{ g/m}^3 \text{ de } \text{Ca(OH)}_2 \text{ à } 100\%.$$

La quantité de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ à ajouter est déterminée par l'essai de floculation, soit 66,67 mg/l $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ cristallisé à 60% de pureté correspondant à 40 mg/l $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ pur (100%).

3) Détermination de la composition de l'eau après décarbonatation.

- Concentration en Ca^{2+} enlevée :



$$M \text{Ca(OH)}_2 = 74$$

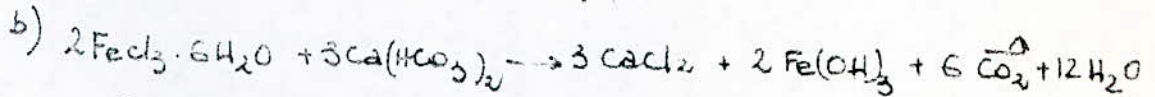
$$M \text{Ca}^{2+} = 40$$

$$M \text{HCO}_3^- = 61$$

$$M \text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O} = 270,5$$

d'où $[\text{Ca}^{2+}]$ enlevée suivant la réaction (a)

$$\text{est } [\text{Ca}^{2+}] = \frac{40}{74} \cdot 103,6 = 56 \text{ mg/l}$$



$$[\text{Ca}^{2+}] \text{ enlevée} = \frac{3 \times 40 \cdot 40}{2 \times 270,5} = 8,87 \text{ mg/l}$$

La quantité totale enlevée = $56 + 8,87 = 64,87 \text{ mg/l Ca}^{2+}$

- Quantité de HCO_3^- enlevée :

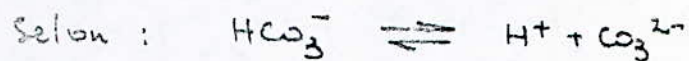
$$\text{selon a) } [\text{HCO}_3^-] = \frac{61 \times 2}{74} \cdot 103,6 = 170,8 \text{ mg/l}$$

$$b) [\text{HCO}_3^-] = \frac{6 \times 61}{2 \times 270,5} \cdot 40 = 27,06 \text{ mg/l}$$

la solubilité de CaCO_3 est très faible : $K_{sp \text{CaCO}_3} = 10^{-8,3} = A^2$

$$A = \sqrt{10^{-8,3}} = 7,08 \cdot 10^{-5} \text{ de } \text{CO}_3^{2-} \text{ en solution}$$

CO_3^{2-} est une base forte issue d'un acide faible HCO_3^-



donc la quantité de HCO_3^- qui se forme suivant la solubilité de CaCO_3 est négligeable.

Quantité totale enlevée = $170,8 + 27,06 = 197,9 \text{ mg/l}$, ceci, si nous introduisons $103,6 \text{ g/m}^3$ de Ca(OH)_2 et 40 g/m^3 de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ pur à 100%.

Or l'eau brute contient : 165 g/m^3 de HCO_3^- .

Donc pour enlever HCO_3^- , ces quantités de réactifs sont en excès alors il ne restera pratiquement plus de HCO_3^- dans l'eau.

Si nous considérons que l'excès est dû à Ca(OH)_2 car $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ contribue non seulement à enlever Ca^{2+} mais aussi au désilicage.

Alors la quantité de Ca(OH)_2 en excès se calcule de la manière suivante :

Selon a): $2 \text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O} + 3 \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow 3 \text{CaCl}_2 + 2 \text{Fe}(\text{OH})_3 + 6 \overset{\uparrow}{\text{CO}_2} + 12 \text{H}_2\text{O}$
 $[\text{HCO}_3^-]$ enlevée = 27,06 mg/l (enlevée par 40 mg/l $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ pur).

Selon b): $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow 2 \overset{\downarrow}{\text{CaCO}_3} + 2 \text{H}_2\text{O}$.

Soit x (mg/l) la quantité de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ayant réagi pour éliminer: $\frac{2 \cdot 61 \cdot x}{74}$ (mg/l) de HCO_3^-

La somme $\frac{2 \cdot 61 \cdot x}{74} + 27,06 = 165$ (quantité de HCO_3^- à enlever au maximum dans l'eau).

d'où $x = 83,67$ mg/l de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, donc il y a un excès de:
 $103,6 - 83,67 = 19,93$ mg/l $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

La quantité 103,6 mg/l $\text{Ca}(\text{OH})_2$ est donc très élevée.

Cet excès apporte: $\frac{40}{74} \cdot 19,93 = 10,77$ mg/l de Ca^{2+} en plus et l'eau s'enrichit en $[\text{OH}^-] = \frac{2 \cdot 17 \cdot 19,93}{74} = 9,16$ mg/l OH^-

Elle prend donc un caractère basique à la sortie de la décarbonatation, ce qui explique le pH = 9,6 mesuré au cours de l'essai de floculation.

- Quantité de Ca^{2+} contenue dans l'eau après décarbonatation:

$$206 - 64,87 + 10,77 = 151,9 \text{ mg/l.}$$

- Quantité de Cl^- introduite dans l'eau par $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

270,5 g $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ contiennent $3 \times 35,5$ g Cl^-

$$40 \text{ mg/l contiennent } \frac{3 \times 35,5 \times 40}{270,5} = 15,74 \text{ mg/l.}$$

- Quantité de silice enlevée:

La décarbonatation-désiliciage à chaud enlève 70-80% de silice (14)

Nous prenons le cas de favorable pour le dessalement: 70%

$[\text{SiO}_2]$ qui a réagi: $\frac{70}{100} \times 50 = 35$ mg/l.

- Quantité de silice qui reste: $50 - 35 = 15$ mg/l. SiO_2 .

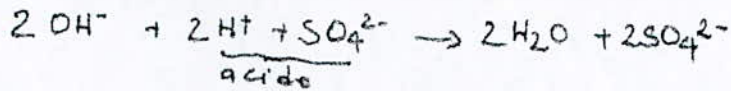
- Ajustement du pH de l'eau à $\approx 6,0$ par acidification avec H_2SO_4 .

Nous passons d'un pH = 9,6 à un pH = 6,0.

Avant, nous avons $[OH^-] = 10^{-(14-9,6)} = 10^{-4,4}$ équivalents/l,
 après, nous aurons $[OH^-] = 10^{-(14-6)} = 10^{-8}$ équivalents/l.

Soit, nous enlèverons $10^{-4,4} - 10^{-8} = 3,98 \cdot 10^{-5}$ équiv./l OH⁻,

et Ceci, par acidification selon :



soit $3,98 \cdot 10^{-5}$ môle H₂SO₄ / l d'eau = $3,98 \cdot 98 \cdot 10^{-5} = 1,95$ mg/l H₂SO₄.

ou bien $\frac{1,95}{0,93} = 2,096 \approx 2,1$ mg H₂SO₄ à 93% / l d'eau brute.

COMPOSITION REVISEE DE L'EAU.

ÉLÉMENTS	concentrations en ppm.	concentrations en ppm CaCO ₃ .
Ca ²⁺	151,90	379,75
Mg ²⁺	143,00	588,50
Na ⁺	295,00	641,00
K ⁺	33,00	42,30
SO ₄ ²⁻	1027,00	1069,79
Cl ⁻	440,74	620,76
HCO ₃ ⁻	~ traces	~ traces
salinité totale	2090,64	3341,60

T (°C)	PH	conductivité [*] (μs/cm) à 20°C.
55	6	~ 2756 *

SiO ₂ (mg/l)	F ⁻ (mg/l)
15	2,8

* conductivité à 20°C (μs/cm) = salinité totale / 0,758544
 $2090,64 / 0,758544 = 2756,1 \mu s/cm.$ (16)

4) Détermination de la conversion maximale à $T=30^\circ\text{C}$.
en fonction de la silice.

- Données:
- Alimentation : 15 ppm SiO_2 .
 - Rejet : pH_R estimé ≈ 7 .
 - $T = 30^\circ\text{C}$.

A 30°C la solubilité maximale de $\text{SiO}_2 = 138$ ppm SiO_2 à $\text{pH}_R=7$

$$\text{d'où } C_{F_{\text{Si}}} = 138/15 = 9,2.$$

$$\text{don } Y_{\text{max}} = 100 - \frac{100}{C_{F_{\text{Si}}}} = 100 - \frac{100}{9,2} = 89\% \text{ à } 30^\circ\text{C}.$$

- Estimation de la concentration au rejet à 89%, $C_{F_{\text{Si}}} = 9,2$

$$[\text{Ca}^{2+}] = 9,2 \times 379,75 = 3493,7 \text{ ppm } \text{CaCO}_3.$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = 9,2 \times 1069,79 = 9842 \text{ ppm } \text{CaCO}_3.$$

$$\text{Salinité totale} = 9,2 \times 3341,80 = 30745 \text{ ppm } \text{CaCO}_3.$$

$$m_{\text{Ca}^{2+}} = 0,03494 \text{ iong/l.}$$

$$m_{\text{SO}_4^{2-}} = 0,09842 \text{ iong/l.}$$

$$\text{Iesp}_{\text{CaSO}_4} = m_{\text{Ca}^{2+}} \cdot m_{\text{SO}_4^{2-}} = 0,03494 \cdot 0,09842 = 3,5 \cdot 10^{-3} > 10^{-3}$$

admis.

Alors le traitement avec HMP s'impose.

- Détermination de l'indice de Langlier: à 30°C .

$$\text{pH}_s = \text{pCa} + \text{palk} + c = 2,0 + 5,0 + 2,19 \approx 9,2.$$

$$\text{donc l'indice de Langlier } \text{LSI} = \text{pH}_R - \text{pH}_s = 7 - 9,2 = -2,2 < 0.$$

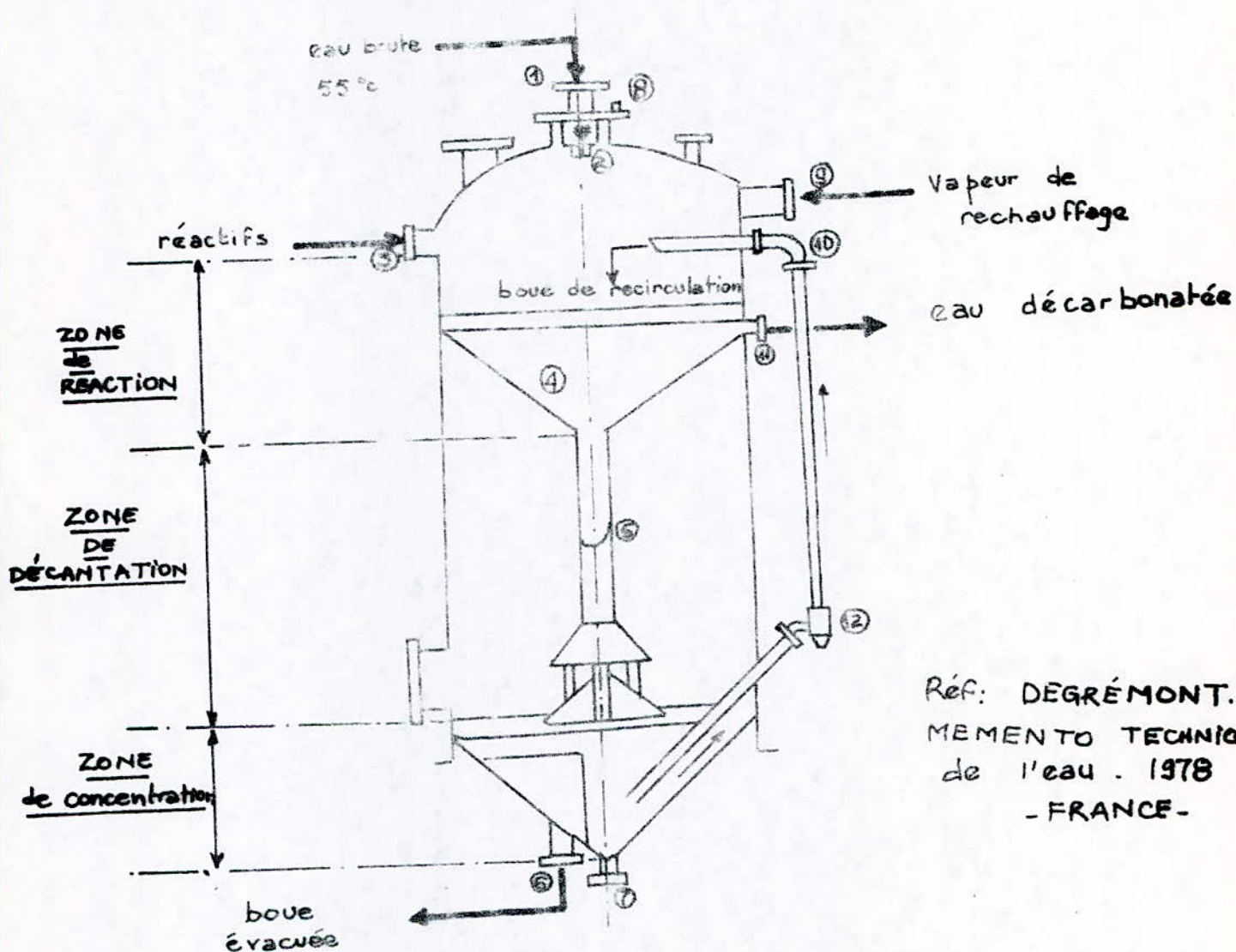
donc la précipitation de CaCO_3 n'aura pas lieu, à $Y=89\%$ de conversion.

En Résumé : $Y = 89\%$
 $T = 30^\circ\text{C}$.

La chaîne de prétraitements comportera :

- 1) Détente de l'eau à 1 bar.
- 2) Décarbonatation - désilicage à chaud à 55°C .
- 3) Refroidissement de l'eau de 55°C à 30°C .
- 4) Filtration sur filtres bicouche : (anthracite + sable)
- 5) Microfiltration sur filtre à cartouche $\leq 5\mu\text{m}$.
- 6) Acidification - inhibition et solubilisation avec HMP.

REACTEUR de DECARBONATATION et DESILICIAGE à CHAUD



Réf: DEGRÉMONT.
MEMENTO TECHNIQUE
de l'eau. 1978
- FRANCE -

LEGENDE

N°	Désignations
①	Arrivée eau brute
②	Pulvérisateur
③	Arrivée des réactifs
④	entonnoir
⑤	cheminée d'écoulement
⑥	Tuyauterie d'évacuation des boues
⑦	Vidange.
⑧	Sortie des Gaz incondensables
⑨	entrée de vapeur de chauffage.
⑩	Boue recirculée
⑪	Départ d'eau décarbonatée.
⑫	Ejecteur de Vapeur

DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION DE
L'OSMOSE INVERSE.

Liste des principaux symboles et unités

SYMBOLES	DESIGNATIONS	UNITES
Q_{wio}	Débit spécifique initial du module au conditions standards.	GPM
K_{wi}	Pérméabilité de la membrane à l'eau.	GPM / Psi
Q_{wt}	Débit total d'eau produite	GPD
K'_{wio}	facteur de pression aux conditions standards	Psi ⁻¹
Q	Débits ,	GPM
Q_{spe}	Débit spécifique du perméateur au conditions de travail.	GPD
P	Pressions	Psi
π	Pression osmotiques	Psi
$\Delta\pi$	différence de pression osmotique	Psi
ΔP	différence de pression (pertes de charge)	Psi
Y_T	Conversion globale	%
Y_i	conversion au niveau de l'étage i	%
SP	taux de passage des sels (salt passage)	%
T	Température	°C.
P_{abs}	Pression absolue	Psi
\bar{m}_i	molalité de l'ion i	moles/1000grH ₂ O
C	concentrations	ppm NaCl
PCF	facteur de correction de la production	-
TCF	facteur de correction dû à la température	-
$MFRC$	facteur correctif de rétention dû au colmatage de la membrane (Membrane Fouling Retention correction)	-
ΔP_{BAL}	Pertes de charge dûe aux interconnexions des modules	Psi.
P_p	surpression du back de stockage de production	Psig
$SPCF$	Facteur de correction du taux de passage des sels	-
N	Nombre de perméateurs.	-

- INDICES :
- p: perméat
 - F: alimentation
 - R: rejet
 - FR: moyenne entre l'alimentation et rejet
 - w: eau osmosée.
 - o: conditions standards

- CONVERSIONS DES UNITES
- GPD (gallons par jour) = $\frac{1}{264,2}$ m³/j
 - GPM (gallons par minute).
 - Psi = Psig = 0,068 atm.

Chapitre: 5 DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION D'OSMOSE INVERSE.

Les perméateurs B9 sont utilisés, car ils présentent une stabilité chimique et biologique satisfaisante. (voir les considérations technologiques)

Ces perméateurs ont un débit de production Q_{wi} établi sous les conditions standards de fonctionnement préconisées par le constructeur.

Ces conditions sont pour B.9:

- Pression d'alimentation : 400 psi (27,2 atm).
 - Température d'alimentation: 25°C.
 - Conversion Y : 75%
 - Salinité totale de l'eau : 1500 ppm NaCl.
 - passage de sel (SP) : < 10%.
- (18)

C'est sous ces conditions que le constructeur a établi les caractéristiques du module B.9.

Dans notre cas, les conditions de fonctionnement sont différentes des conditions standards, par conséquent quelques corrections s'imposent; notamment la salinité de l'eau:

En effet, le constructeur a utilisé une solution ne contenant que Na^+ et Cl^- donc il faut qu'on ramène la salinité de notre eau à une salinité équivalente exprimée en ppm NaCl.

I) Les facteurs influençant le dimensionnement:

Dans le but de concevoir une installation utilisant le perméateur B.9, il est nécessaire de corriger la capacité ou débit de production du perméateur en tenant compte des conditions de travail.

Le débit initial de production sous les conditions standards est donné par:

$$Q_{wi_0} = K_{wi_0} (\Delta P_0 - \Delta \pi_0) \quad \text{①}$$

où Q_{wi_0} : Débit initial à travers la membrane
 K_{wi_0} : perméabilité initiale de la membrane
 ΔP_0 : différence de pression à travers la membrane.
 $\Delta \pi_0$: différence de pression osmotique.

$$\Delta P = P_{FR} - P_p \quad (2)$$

$$P_{FR} = \frac{P_{F_{abs}} + P_R}{2} = P_{F_{abs}} - \frac{\Delta P_{FR}}{2} \quad (2)$$

$P_{F_{abs}}$: Pression absolue de l'alimentation (psi)

P_p : Pression de l'eau produite (psi)

P_{FR} : Pression moyenne de l'eau dans le perméateur (psi)

$\Delta P_{FR} = P_F - P_R$: perte de charge à travers le perméateur (voir figure N° 4).

Si on connaît le débit initial Q_{wi} aux conditions standards, pré-citées, il est possible de calculer la perméabilité de la membrane qui à son tour peut être utilisée pour calculer le facteur de correction pour opérer dans des conditions autres que standards.

$$K_{wi} = \frac{Q_{wi}}{(\Delta P - \Delta \pi)} \quad (3)$$

On pose $K'_{wi} = \frac{1}{(\Delta P - \Delta \pi)} \quad (3) \quad \text{psi}^{-1}$.

La pression osmotique π peut être calculée par les deux expressions suivantes:

$$\pi = 1,12 (T + 273) \sum \bar{m}_i \quad (4) \quad (\text{psi})$$

$$\pi = \frac{0,0385 C (T + 273)}{1000 - C/1000} \quad (4') \quad (\text{psi}) \quad (19)$$

où T : Température en °C.

\bar{m}_i : molalité du soluté i . (moles/1000gr H_2O)

C : concentration (en ppm NaCl)

π : pression osmotique (en psi)

$\Delta \pi$: différence de pression osmotique entre les solutions concentrée et diluée séparées par la membrane

Elle est prise égale à la pression osmotique moyenne entre les deux solutions.

$$\Delta \pi = \pi_{FR} = \frac{0,0385 C_{FR} (T + 273)}{1000 - C_{FR}/1000} \quad (5)$$

$C_{FR} = \frac{C_F + C_R}{2}$ (6) où C_F : concentration en sels dans l'eau d'alimentation (en ppm NaCl).

C_R : concentration en sels dans l'eau de rejet (en ppm de NaCl)

$C_R = \frac{C_F - Y_{cp}}{1 - Y}$ (7) où C_p : concentration en sels dans l'eau produite.

Si on estime que dans l'eau de production $C_p \approx 0$. ($SR < 10\%$)

alors $C_R \approx \frac{C_F}{1 - Y}$ (8)

Pour le module B.9, aux conditions standards:

$$- \frac{\Delta P_{FR_0}}{2} = 3 \text{ psi}$$

$$- \Delta P_0 = P_F - \frac{\Delta P_{FR_0}}{2} = 400 - 3 = 397 \text{ psi.}$$

$$- C_{R_0} = \frac{C_{F_0}}{1 - Y_0} = \frac{1500}{1 - 0,75} = 6000 \text{ ppm NaCl.}$$

$$- C_{FR_0} = \frac{C_{F_0} + C_{R_0}}{2} = \frac{1500 + 6000}{2} = 3750 \text{ ppm NaCl.}$$

$$- \Delta \pi_0 = \pi_{FR_0} = \frac{0,0385 C_{FR_0} (T_0 + 273)}{1000 - C_{FR_0}/1000} = \frac{0,0385 \times 3750 (25 + 273)}{1000 - 3750/1000} = 43,186 \approx 43,2 \text{ psi}$$

$$- K'w_{i_0} = \frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} = \frac{1}{397 - 43,2} = 0,0028265 \text{ psi}^{-1}$$

$$\text{d'où } K'w_{i_0} = 0,00283 \text{ psi}^{-1}.$$

En utilisant $K'w_{i_0} = 0,00283 \text{ psi}^{-1}$, il est possible de calculer le facteur de correction de la production (PCF) pour plusieurs conversions et concentrations.

$$PCF = K'w_{i_0} (\Delta P - \Delta \pi) = K'w_{i_0} (\Delta P - \pi_{FR})$$

or $\Delta P = P_F - \frac{\Delta P_{FR}}{2}$, il vient :

$$PCF = K'w_{i_0} \left(P_F - \frac{\Delta P_{FR}}{2} - \pi_{FR} \right) \quad (9)$$

PCF: Facteur de correction de la production pour obtenir une productivité du perméateur aux conditions de travail.
(Product correction factor).

Un autre facteur peut entrer en compte, il s'agit du coefficient de rétention de l'eau au niveau de la membrane.

Ce coefficient varie quand la durée de vie de la membrane est augmentée.

Ce coefficient varie linéairement avec la pression pour une durée de vie donnée.

(Voir table A)

La table A donne différents coefficients de rétention de la membrane à fibres creuses du perméateur B.9, en fonction du temps, de la pression et de la température.

Ce facteur de rétention évolue dans le temps, et modifie donc la productivité du perméateur.

. (MFRC: MEMBRANE FOULING RÉTENTION COEFFICIENT)

Un dernier facteur correctif du débit de production est dû à l'effet de la température sur la productivité du perméateur. (TCF)

Il est défini par:

$$\text{TCF} = \frac{Q_w(t)}{Q_w(25^\circ\text{C})} = 1,03^{(T-25)} \quad \text{⑩ (19)}$$

où T: Température (en °C)

TCF: facteur de correction dû à la température.

d'où le débit corrigé Q_p en fonction de T, P, C et le coefficient de rétention (MFRC).

$$Q_p = Q_{wi_0} \cdot (\text{PCF}) \cdot (\text{TCF}) \cdot (\text{MFRC}) \quad \text{⑪ (19)}$$

- Emplacement des perméateurs B.9 dans l'installation:

La plus grande performance est obtenue quand le flux traversant un paquet de perméateurs est suffisant pour maintenir une bonne distribution d'eau.

Pour cette raison, le débit minimum du rejet et la conversion voulus sont obtenus de telle façon que le rejet venant d'un groupe de perméateurs (1^{er} étage) constitue l'alimentation pour le 2^{ème} étage.

(Configuration série rejet, voir considérations technologiques). (Chapitre 2)

Généralement, il est possible d'opérer dans la gamme de conversion de 60-75% en utilisant 2 étages de perméateurs opérant à $T = 20$ à 35°C maximum.

Pour des conversions supérieures à 75%, on utilise 3 étages de perméateurs -

La pression d'alimentation au 2^{em} étage sera plus faible que celle au niveau du 1^{er} étage, du fait de la perte de charge à travers les perméateurs et les interconnexions (ΔP_{BAL})

$$P_{F2} = P_{F1} - \Delta P_{PER} - \Delta P_{BAL} \quad (12) - (19)$$

ΔP_{BAL} : perte de pression due aux raccords hydraulique.

$P_{BAL} = 35 \text{ psi/module}$ pour B.G. en utilisant les raccords en NYLON $1/4"$ (19)

II) Calculs de dimensionnement pour la VARIANTE "A"

1°) Calcul de la concentration C_p raménée d'une concentration équivalente en ppm NaCl.

A partir des concentrations modifiées après l'acidification nous pouvons calculer les molalités pour chaque ion dissous dans l'eau prétraitée -

ELEMENTS	concentration des ions en ppm	molalités \bar{m}_i moles/1000gr d'eau
Ca^{2+}	206	$5.16 \cdot 10^{-3}$
Mg^{2+}	143	$5.90 \cdot 10^{-3}$
Na^{+}	295	$12.86 \cdot 10^{-3}$
K^{+}	33	$0.85 \cdot 10^{-3}$
HCO_3^{-}	50,4	$0.83 \cdot 10^{-3}$
Cl^{-}	425	$12.00 \cdot 10^{-3}$
SO_4^{2-}	1096	$11.44 \cdot 10^{-3}$
F^{-}	2,8	$0.15 \cdot 10^{-3}$
SiO_2	40-50	$0.78 \cdot 10^{-3}$
CO_2	82,62	$1.90 \cdot 10^{-3}$
Total.	-	$\Sigma \bar{m}_i = 51.87 \cdot 10^{-3}$

la salinité totale = 2294 ppm = Σ ions fondamentaux.

En égalisant les équations (4) et (4'), nous pouvons tirer:

$$\pi = 1,12 (T+273) \sum \bar{m}_i = \frac{0,0385 C_F (T+273)}{1000 - C_F/1000}$$

$$\text{d'où } C_F = \frac{1,12 \sum \bar{m}_i \cdot 10^6}{38,5 + 1,12 \sum \bar{m}_i} \quad (12)$$

Pour $\sum \bar{m}_i = 51,87 \cdot 10^{-3}$ moles / 1000 gr H₂O, nous avons:

$$C_F = \frac{1,12 \cdot 51,87 \cdot 10^{-3} \cdot 10^6}{38,5 + 1,12 \cdot 51,87 \cdot 10^{-3}} = 1507 \text{ ppm NaCl.}$$

2) Données générales:

- $C_F = 1507$ ppm NaCl.
- $P = 400$ psi (27,2 atm).
- $T = 30^\circ\text{C}$.
- Conversion $Y = 67\%$
- Débit d'alimentation: $= 2700 \text{ m}^3/\text{j}$ (713342,14 GPD)

NB: GPD = gallons us par jour.

$$1 \text{ m}^3/\text{j} = 264,2 \text{ GPD.}$$

- Débit de production: $Q_{wi} = 713342,14 \times 0,67 = 477939,23 \text{ GPD}$
à la fin de 3 ans de fonctionnement.
- PH $\approx 6,0$
- Salinité finale de l'eau produite ≤ 500 ppm.

3) Calcul du NOMBRE de perméateurs et l'ÉTAPE-MENT

Nous utilisons le perméateur B.G N° 890-170

PERMASEP PERMEATOR DUPONT CO.

- Diamètre : 8 Inchs = $8 \times 2,54 = 20,32 \text{ cm}$ (80)
1 inch = 2,54 cm.

- Débit spécifique initial : $Q_{wi_0} = 17000 \text{ GPD} = 11,8 \text{ GPM.}$
aux conditions standards, par perméateur.

Hypothèses : a) $Y_1 = 67\%$ donc nous admettons 2 étages, Chaque étage fonctionne sous une conversion de 50%.

b) La perte de charge moyenne $\Delta P_{FR} = 6 \text{ psi}$ ($\frac{\Delta P_{FR}}{2} = 3 \text{ psi}$), par module ou perméateur.

Etage 1 :

- $Y_1 = 50\%$
- $\frac{\Delta P_{FR,1}}{2} = 3 \text{ psi}$.
- $CF_1 = 1507 \text{ ppm NaCl}$.

$$- CR_1 = \frac{CF_1}{1-Y_1} = \frac{1507}{1-0.5} = 3014 \text{ ppm NaCl}$$

$$- C_{FR,1} = \frac{CF_1 + CR_1}{2} = \frac{1507 + 3014}{2} = 2260,5 \text{ ppm NaCl}$$

$$- (\Pi_{FR})_1 = \frac{0.0385 (T+273) C_{FR,1}}{1000 - C_{FR,1}/1000} = \frac{0.0385 \cdot 303 \cdot 2260,5}{1000 - 2260,5/1000} = 26,43 \text{ psi}$$

$$- (PCF)_1 = 0,00283 \left(P_{F_1} - \frac{\Delta P_{FR,1}}{2} - \Pi_{FR,1} \right) = 0,00283 (400 - 3 - 26,43) = 1,048 \approx 1,05$$

$$- TCF = 1,03^{T-25} = 1,03^{30-25} = 1,159 \approx 1,16 \text{ à } T=30^\circ\text{C}$$

$$- (MFRC)_1 = 0,73 \text{ à } 400 \text{ psi, } 30^\circ\text{C, } 3 \text{ ans (voir Table A)}$$

$$- Q_{P1} = Q_{W10} \cdot (PCF)_1 \cdot TCF \cdot (MFRC)_1 = 11,8 \times 1,05 \times 1,16 \times 0,73 = 10,49 \text{ GPM}$$

$$- Q_{F1} = \frac{Q_{P1}}{Y_1} = \frac{10,49}{0,5} = 20,98 \text{ GPM}$$

$$- Q_{R1} = Q_{F1} - Q_{P1} = 10,49 \text{ GPM}$$

$$- Q_{FR,1} = \frac{Q_{F1} + Q_{R1}}{2} = \frac{20,98 + 10,49}{2} = 15,73 \text{ GPM}$$

$$- \Delta P_{FR,1} = 9 \text{ psi (lue sur la fig. n° 4)}$$

Etage 2 :

- $P_{F_2} = P_{F_1} - \Delta P_{FR,1} - P_{BAL} = 400 - 9 - 35 = 356 \text{ psi}$
- $CF_2 = CR_1 = 3014 \text{ ppm NaCl}$
- $Y_2 = 50\%$
- $CR_2 = \frac{CF_2}{1-Y_2} = \frac{3014}{1-0.5} = 6028 \text{ ppm NaCl}$

$$- C_{FR,2} = \frac{CF_2 + CR_2}{2} = \frac{3014 + 6028}{2} = 4521 \text{ ppm NaCl}$$

$$- (\Pi_{FR})_2 = \frac{0.0385 (T+273) \cdot C_{FR,2}}{1000 - C_{FR,2}/1000} = \frac{0.0385 \times 303 \times 4521}{1000 - 4521/1000} = 53,00 \text{ psi}$$

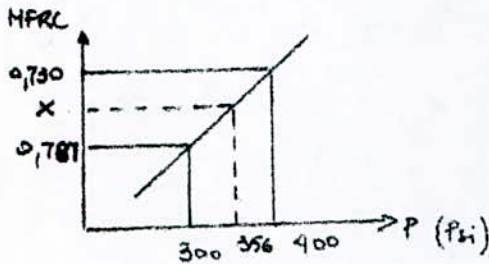
$$- (PCF)_2 = 0,00283 \left(P_{F_2} - \frac{\Delta P_{FR,2}}{2} - \Pi_{FR,2} \right) = 0,00283 (356 - 3 - 53) = 0,849$$

$$\therefore (PCF)_2 = 0,85$$

- TCF = 1,16 à 30°C.

- (MFRC)₂ ? à 356 psi, 30°C, 3 ans.

Nous devons faire une interpolation linéaire, car la table A donne ce coefficient uniquement à 300psi et 400psi, la valeur interpolée est valable car MFRC varie linéairement avec la pression.



l'égalisation des pentes donne.

$$\frac{0,730 - 0,787}{400 - 300} = \frac{x - 0,787}{356 - 300}$$

d'où $x = 0,787 - 0,032 = 0,755 = (MFRC)_2$ à 356 psi, 30°C, 3 ans.

- $Q_{P2} = Q_{wi0} (PCF)_2 (TCF) (MFRC)_2 = 11,8 \times 0,85 \times 1,16 \times 0,755 = 8,78 \text{ GPM.}$

- $Q_{F2} = \frac{Q_{P2}}{Y_L} = \frac{8,78}{0,5} = 17,57 \text{ GPM.}$

- $Q_{R2} = 8,78 \text{ GPM}$

- $Q_{FR2} = \frac{Q_{F2} + Q_{R2}}{2} = \frac{17,57 + 8,78}{2} = 13,17 \text{ GPM.}$

- $\Delta P_{FR2} = 8,2 \text{ psi}$ (lue sur la fig N° 4).

* Calcul des conversions Y_i pour chaque étage :

a) En présumant un arrangement : 3/2.

(C'est à dire sur un nombre total de 5 modules, nous plaçons 3 modules au 1^{er} étage et 2 modules au 2^e étage.)

Etage 1 : $3 Q_{P1} = 3 \times 10,49 = 31,47 \text{ GPM d'eau produite.}$

Etage 2 : $2 Q_{P2} = 2 \times 8,78 = 17,56 \text{ GPM d'eau produite.}$

au total : $Q_{P_e} = 3 \cdot Q_{P1} + 2 \cdot Q_{P2} = 31,47 + 17,56 = 49,03 \text{ GPM d'eau produite}$

correspondant à un débit d'alimentation $Q_{F_e} = \frac{49,03}{0,67} = 73,18 \text{ GPM d'eau brute}$ si la conversion globale est $Y = 67\%$.

d'où $Y_1 = \left(\frac{\text{Débit d'eau produite}}{\text{Débit d'alimentation}} \right)_1 \times 100 = \frac{31,47}{73,18} \times 100 = 43\%$.

$Y_2 = \left(\frac{\text{Débit d'eau produite}}{\text{Débit d'alimentation}} \right)_2 \times 100 = \frac{2 \cdot Q_{P2}}{Q_{F_e} - 3 \cdot Q_{P1}} \times 100 = \frac{17,56}{73,18 - 31,47} \times 100 = 42\%$

* Calcul corrigé des débits basés sur ces nouvelles conversions.

Etage 1:

$P_{F1} = 400 \text{ psi}$

$C_{F1} = 1507 \text{ ppm NaCl}$

$Y_1 = 43 \%$

$\Delta P_{FR1} = 9 \text{ psi}$ d'où $\frac{\Delta P_{FR1}}{2} = 4,5 \text{ psi}$.

- $C_{R1} = \frac{1507}{1 - 0,43} = 2644 \text{ ppm NaCl}$.

- $C_{FR1} = \frac{2644 + 1507}{2} = 2075,5 \text{ ppm NaCl}$.

- $\pi_{FR1} = \frac{0,0385 \times 303 \times C_{FR1}}{1000 - C_{FR1}/1000} = \frac{0,0385 \times 303 \cdot 2075,5}{1000 - 2075,5/1000} = 24,26 \text{ psi}$.

- $(PCF)_1 = 0,00283 \left(P_{F1} - \frac{\Delta P_{FR1}}{2} - \pi_{FR1} \right) = 0,00283 (400 - 4,5 - 24,26) = 1,05$.

- $TCF = 1,16$ à 30°C

- $(MARC)_1 = 0,73$ à 400 psi , 30°C ; 3 ans.

d'où $Q_{p1} = 11,8 \times 1,05 \times 1,16 \times 0,73 = 10,49 \text{ GPM}$.

- $Q_{F1} = \frac{10,49}{0,43} = 24,29 \text{ GPM}$. $Q_{R1} = 24,29 - 10,49 = 13,96 \text{ GPM}$

- $Q_{FR1} = \frac{13,9 + 24,29}{2} = 19,14 \text{ GPM}$.

- $\Delta P_{FR1} = 11,8 \text{ psi}$ (lue sur la fig. N° 4)

Etage 2:

- $P_{F2} = P_{F1} - \Delta P_{FR1} - P_{FR} = 400 - 11,8 - 35 = 353,82 \text{ psi}$.

- $C_{F2} = C_{R1} = 2644 \text{ ppm NaCl}$.

- $Y_2 = 42 \%$

- $\Delta P_{FR2} = 8,2 \text{ psi}$ d'où $\frac{\Delta P_{FR2}}{2} = 4,1 \text{ psi}$.

- $C_{R2} = \frac{2644}{1 - 0,42} = 4558,6 \text{ ppm NaCl}$.

- $C_{FR2} = \frac{4558,6 + 2644}{2} = 3601,3 \text{ ppm NaCl}$.

- $\pi_{FR2} = \frac{0,0385 \times 303 \cdot 3601,3}{1000 - 3601,3/1000} = 42,16 \approx 42,2 \text{ psi}$.

- $(PCF)_2 = 0,00283 \left(P_{F2} - \frac{\Delta P_{FR2}}{2} - \pi_{FR2} \right) = 0,00283 (353,82 - 4,1 - 42,2) = 0,87$.

- $(PCF)_2 = 0,87$.

- $TCF = 1,16$ à 30°C .

- $(MARC)_2 = ?$ à $353,82 \text{ psi}$, 30°C , 3 ans

Par interpolation linéaire nous avons:

$$\frac{MFRC_2 - 0,787}{353,82 - 300} = \frac{0,73 - 0,787}{400 - 300}$$

d'où $MFRC_2 = 0,787 - 0,031 = 0,756$ à $353,82 \text{ psi}$, 30°C , 3ans.

$$\rightarrow Q_{p2} = 11,8 \times 0,756 \times 1,16 \times 0,87 = 9,00 \text{ GPM.}$$

$$\rightarrow Q_{F2} = \frac{9,00}{0,42} = 21,43 \text{ GPM} \quad Q_{R2} = 21,43 - 9,00 = 12,43 \text{ GPM.}$$

* Calcul des conversions Y_i :

Etage 1: $3 \times 10,49 = 31,47 \text{ GPM}$ d'eau produite.

Etage 2: $2 \times 9,00 = 18,00 \text{ GPM}$ d'eau produite.

Total: $Q_{PT} = 3Q_{P1} + 2Q_{P2} = 31,47 + 18 = 49,47 \text{ GPM}$ d'eau produite

Soit $Q_{FT} = \frac{49,47}{0,67} = 73,84 \text{ GPM}$ d'eau brute si $Y = 67\%$.

$$Y_1 = \frac{3Q_{P1} \times 100}{Q_{FT}} = \frac{31,47}{73,84} \times 100 = 42,6 \neq 43\% \text{ satisfaisant}$$

$$Y_2 = \frac{2Q_{P2}}{Q_{FT} - 3Q_{P1}} \times 100 = \frac{18,00}{73,84 - 31,47} \times 100 = 42,4 \neq 42\% \text{ satisfaisant}$$

Nous admettons une différence de 1% au maximum entre les valeurs des Y_i .

Si cette différence est supérieure à 1%, l'étagement choisi ne convient pas.

Dans notre cas, Les valeurs des Y_i sont donc en bon accord avec les conversions utilisées pour calculer les débits.

* Calcul du nombre de perméateurs:

- Calcul du débit spécifique de production

$$Q_{spc} = \frac{Q_{Pb}}{5} = \frac{49,47}{5} = 9,89 \text{ GPM/perméateur}$$

correspondant à $14241,6 \text{ GPD/perméateur}$.

Le Débit total de production exigée est $Q_{wb} = 477939,23 \text{ GPD}$.

d'où le nombre total de perméateurs nécessaires N est:

$$N = \frac{Q_{wb}}{Q_{spc}} = \frac{477939,23}{14241,6} = 33,6 \approx 34 \text{ perméateurs.}$$

* Disposition et Vérification de la conversion globale:

- Conversion globale: sur 34 modules, il faut placer 21 modules au 1^{er} étage et 13 modules au 2^e étage pour avoir la conversion voulue de 67%.

• Débit d'eau produite au 1^{er} étage = $21 \times 10,49 = 220,29 \text{ GPM}$.
 soit : $\frac{220,29 \times 60 \times 24}{264,2} = 1200 \text{ m}^3/\text{j}$.

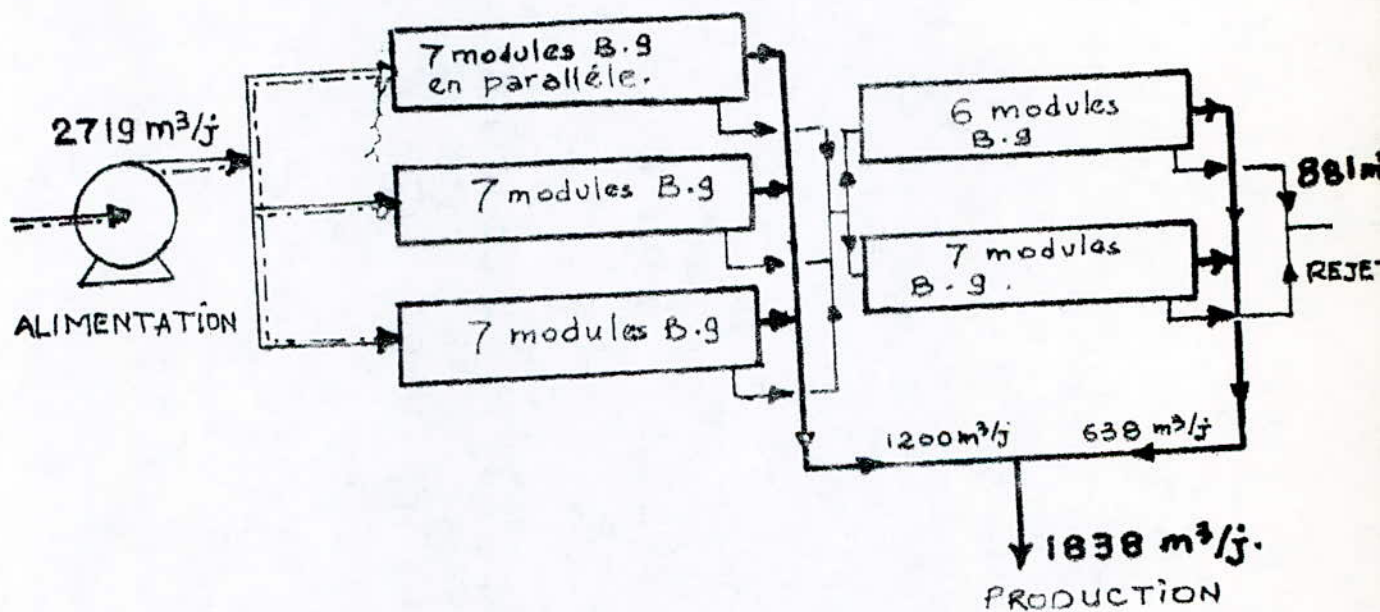
• Débit d'eau produite au 2^e étage : $13 \times \frac{9,00 \times 60 \times 24}{264,2} = 638 \text{ m}^3/\text{j}$.

• Débit du Rejet : $13 \times \frac{12,43 \times 60 \times 24}{264,2} = 881 \text{ m}^3/\text{j}$.

Donc le débit total de production est: $638 + 1200 = 1838 \text{ m}^3/\text{j}$.

d'où la conversion $Y_T = \frac{1838}{1838 + 881} \times 100 = 67,5 \neq 67\%$.

- Disposition



4) Influence de l'étagement sur le nombre de permeateur et sur la disposition.

Nous utilisons la même procédure de calcul que ci-dessus avec une autre disposition ex: 2/1, en reprenant les calculs à 30°C.

* Calcul de la conversion pour chaque étage:

Etage 1: $2 \times 10,49 = 20,98$ GPM d'eau produite.

Etage 2: $1 \times 8,78 = 8,78$ GPM d'eau produite.

Total: $Q_{PT} = 20,98 + 8,78 = 29,76$ GPM d'eau produite

- Débit d'alimentation $Q_{FT} = \frac{Q_{PT}}{Y_T} = \frac{29,76}{0,67} = 44,42$ GPM d'eau brut

d'où $Y_1 = \frac{2 \cdot Q_{P1}}{Q_{FT}} \times 100 = \frac{20,98}{44,42} \times 100 = 47\%$

$Y_2 = \frac{1 \cdot Q_{P2}}{Q_{FT} - 2Q_{P1}} = \frac{8,78}{44,42 - 20,98} \times 100 = 37\%$

* Calcul des débits corrigés basés sur Y_1 et Y_2

Etage 1:

$CF_1 = 1507$ ppm Nacl.
 $CR_1 = 2843,4$ ppm Nacl.
 $CFR_1 = 2175,2$ ppm Nacl.
 $\pi_{FR1} = 25,4$ psi.
 $Q_{P1} = 10,49$ GPM.
 $Q_{F1} = 22,33$ GPM

$Q_{R1} = 11,83$ GPM
 $Q_{FR1} = 17,07$ GPM
 $\Delta P_{FR1} = 10$ psi.

Etage 2:

$CF_2 = 2843,4$ ppm Nacl.
 $CR_2 = 4513,3$ ppm Nacl.
 $CFR_2 = 3678,3$ ppm Nacl.
 $\pi_{FR2} = 43,06$ ppm Nacl
 $Q_{P2} = 9,00$ GPM
 $Q_{F2} = 24,32$ GPM

$Q_{R2} = 15,32$ GPM
 $Q_{FR2} = 19,82$ GPM.
 $\Delta P_{FR2} = 11,6$ psi.

* Calcul des conversions en utilisant les débits corr

Etage 1: $2 \times 10,49 = 20,98$ GPM d'eau produite

Etage 2: $1 \times 9,00 = 9,00$ GPM d'eau produite.

Total: $Q_{PT} = 20,98 + 9,00 = 29,98$ d'eau produite,

soit un débit d'alimentation $Q_{FT} = \frac{29,98}{0,67} = 44,75$ GPM. d'eau b

$Y_1 = \frac{20,98}{44,75} \times 100 = 46,88 \# 47\%$, $Y_2 = \frac{9}{44,75 - 20,98} \times 100 = 37,8 \# 37\%$

ces valeurs sont en accord avec les précédentes.

* Calcul du NOMBRE de perméateurs:

$$Q_{spc} = \frac{Q_{Pt}}{3} = 29,98/3 = 9,99 \text{ GPM/Perméateur} = 14390,4 \text{ GPD/mc}$$

d'où $N = \frac{Q_{wb}}{Q_{spc}} = \frac{477939,23}{14390,4} = 33,2 \approx 34$ perméateurs.

* Vérification de la conversion: Si nous plaçons 23 modules au 1^{er} étage et 11 modules au 2^e étage, nous vérifions la conversion de 67%.

• Débit de production au 1^{er} étage: $10,49 \times \frac{23 \times 60 \times 24}{264,2} = 1315 \text{ m}^3/\text{j}$

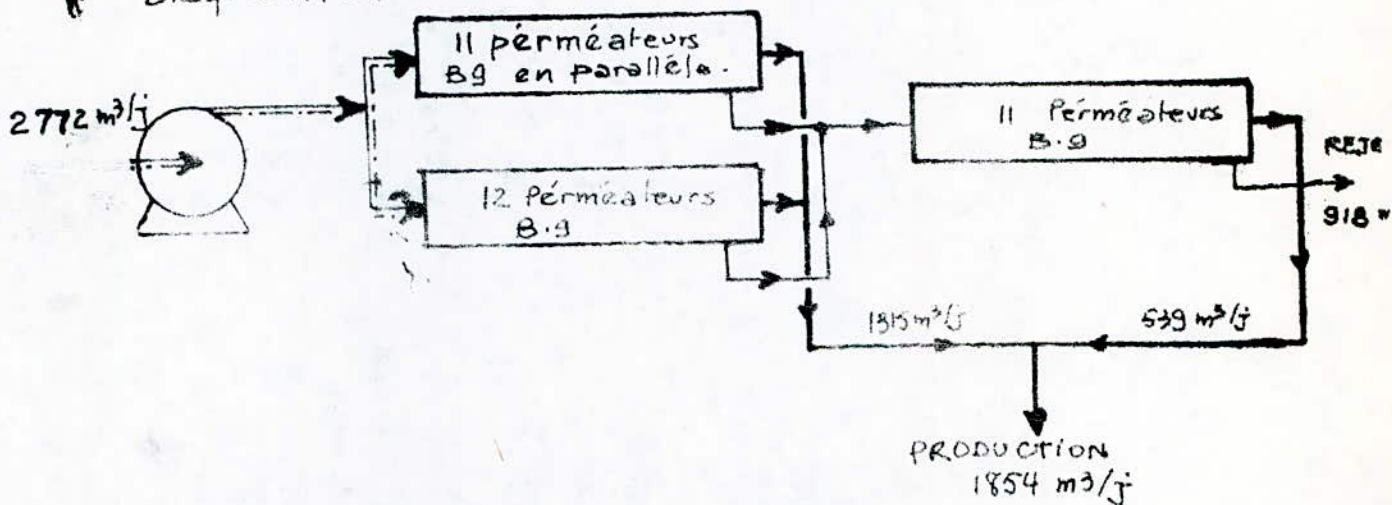
• Débit de production au 2^e étage: $9,00 \times \frac{11 \times 60 \times 24}{264,2} = 539 \text{ m}^3/\text{j}$

Débit total de production: $1315 + 539 = 1854 \text{ m}^3/\text{j}$.

• Débit de rejet: $15,32 \times \frac{11 \times 60 \times 24}{264,2} = 918 \text{ m}^3/\text{j}$

$$Y_T = \frac{1854}{1854 + 918} \times 100 = 66,88 \approx 67\%$$

* Disposition



Utilisation de l'étagement 5/3: même procédure de calculs que les autres.

Étage 1 : $5 \times 10,49 = 52,45$ GPM d'eau produite.

Étage 2 : $3 \times 8,78 = 26,34$ GPM d'eau produite.

total : $Q_p = 52,45 + 26,34 = 78,79$ GPM d'eau produite.

L. débit d'alimentation $Q_{FT} = \frac{78,79}{0,67} = 117,60$ GPM d'eau brute.

$Y_1 = \frac{52,45 \times 100}{117,60} = 45\%$

$Y_2 = \frac{26,34 \times 100}{117,60 - 52,45} = 40\%$

* Calcul corrigé des débits :

Étage 1:

$P_{F1} = 400$ psi

$CF_1 = 1507$ ppm NaCl.

$Y_1 = 45\%$

$\Delta P_{FR1} = 9$ psi.

$CR_1 = 2740$ ppm NaCl.

$CFR_1 = 2123,5$ ppm NaCl.

$\Pi_{FR1} = 24,82$ psi.

$Q_{P1} = 10,49$ GPM.

$Q_{F1} = 23,31$ GPM

$Q_{R1} = 12,82$ GPM

$Q_{FR1} = 18,06$ GPM.

$\Delta P_{FR1} = 10,6$ psi

Étage 2:

$P_{F2} = 354,4$ psi

$CF_2 = 2740$ ppm NaCl.

$\Delta P_{FR2} = 8,2$ psi.

$CR_2 = 4567$ ppm NaCl.

$CFR_2 = 3653,5$ ppm NaCl.

$\Pi_{FR2} = 42,8$ psi

$Q_{P2} = 9,00$ GPM.

$Q_{F2} = 22,5$ GPM

$Q_{R2} = 13,5$ GPM

$Q_{FR2} = 18$ GPM.

$\Delta P_{FR2} = 10,6$ psi

* Calcul des conversions en utilisant les débits corrigés:

Etage 1: $5 \times 10,49 = 52,45$ GPM eau produite

Etage 2: $3 \times 9,00 = 27,00$ GPM eau produite

Total: $52,45 + 27,00 = 79,45$ GPM eau produite,

Soit un débit d'alimentation $Q_{FT} = \frac{79,45}{0,67} = 118,58$ GPM d'eau brute

d'où $Y_1 = \frac{52,45}{118,58} \times 100 = 44,2 \neq 45\%$ et $Y_2 = \frac{27 \times 100}{118,58 - 52,45} = 49,8 \neq 40\%$

* calcul du nombre de perméateur:

$Q_{spc} = \frac{Q_{FT}}{8} = \frac{79,45}{8} = 9,93$ GPM/perméateur = 14299,2 GPD/module.

d'où $N = \frac{Q_{WT}}{Q_{spc}} = \frac{477939,23}{14299,2} = 33,4 \approx 34$ perméateurs.

* Vérification de la conversion et Disposition des modules:

Disposition proposée : - 22 modules au 1^{er} étage
- 12 modules au 2^e étage

• Débit de production au 1^{er} étage: $\frac{10,49 \times 22 \times 60 \times 24}{264,2} = 1258$ m³/j

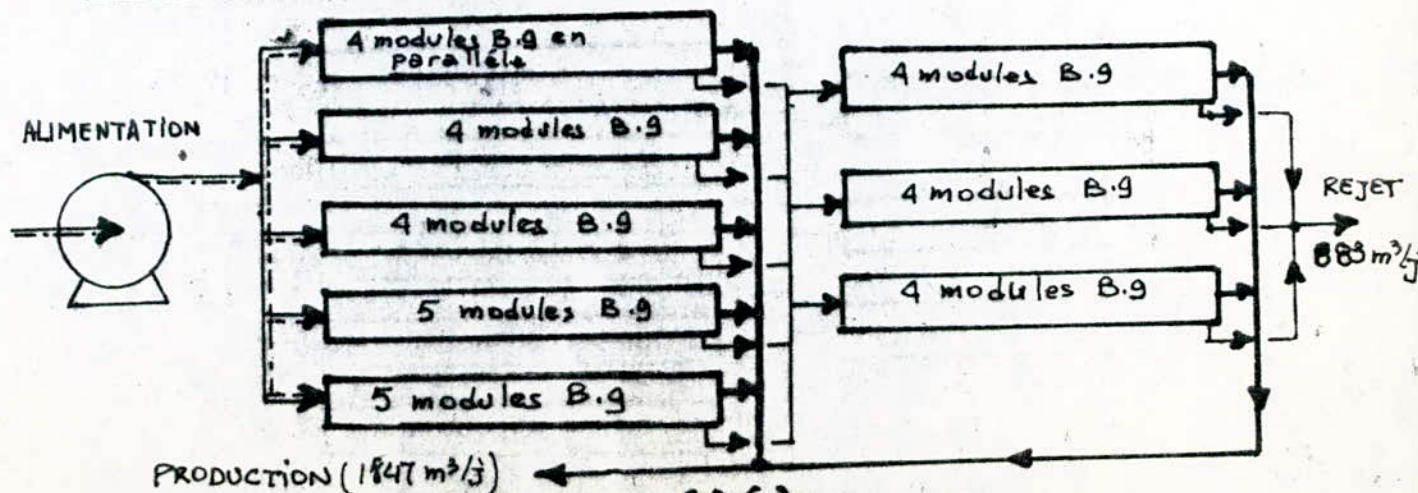
• Débit de production au 2^e étage: $\frac{9,00 \times 12 \times 60 \times 24}{264,2} = 589$ m³/j

Débit total de production: $1258 + 589 = 1847$ m³/j.

• Débit du Rejet: $\frac{13,5 \times 12 \times 60 \times 24}{264,2} = 883$ m³/j.

Conversion globale: $Y_T = \frac{1847}{1847 + 883} \times 100 = 67,6 \neq 67\%$

LA DISPOSITION DES MODULES:



Nous voyons bien que la disposition n'influe pas sur le nombre de perméateurs mais par contre elle influe notablement sur les conversions au niveau de chaque module (Y_1 et Y_2).

III) Calcul de dimensionnement Pour la variante "B".

1) Calcul de la concentration C_F exprimée en ppm NaCl.

ÉLÉMENTS	concentration des ion en ppm	molalité \bar{m}_i moles/1000gr H ₂ O
Ca ²⁺	151,90	3,80 10 ⁻³
Mg ²⁺	143,00	5,90 10 ⁻³
K ⁺	33,00	0,65 10 ⁻³
SO ₄ ²⁻	1027,00	10,72 10 ⁻³
Cl ⁻	440,74	12,44 10 ⁻³
F ⁻	2,8	0,15 10 ⁻³
SiO ₂	15	0,23 10 ⁻³
Na ⁺	295,00	12,85 10 ⁻³
total.	-	$\sum \bar{m}_i = 46,94 10^{-3}$

Exemple de calcul: $\bar{m}_{Ca^{2+}} = \frac{[Ca^{2+}] \text{ en ppm}}{1000 \cdot \text{masse molaire } Ca^{2+} \cdot \left(\frac{10^6 - \text{salinité totale}}{10^6} \right)}$

$$\bar{m}_{Ca^{2+}} = \frac{151,9}{1000 \cdot 40 \cdot \left(\frac{10^6 - 2090,64}{10^6} \right)} = 3,80 10^{-3} \text{ moles / 1000 gr H}_2\text{O.}$$

$$\text{donc } C_F = \frac{1,12 \sum \bar{m}_i 10^6}{38,5 + 1,12 \sum \bar{m}_i} = \frac{1,12 \times 46,94 10^{-3} \cdot 10^6}{38,5 + 1,12 \times 46,94 10^{-3}} = 1364 \text{ ppm NaCl.}$$

2) Calcul du Nombre de perméateurs et de l'étagement

(voir considérations technologiques) Nous admettons 3 étages car $Y_T = 89\%$

Pour les calculs préliminaires nous supposons que les 3 étages fonctionnent à une conversion identique de 50%.

$P = 400 \text{ psi}$, $T = 30^\circ\text{C}$, $\Delta P_{FR} = 6 \text{ psi}$ donc $\frac{\Delta P_{FR}}{3} = 3 \text{ psi}$.

Etage 1:

- $C_{F1} = 1364 \text{ ppm Nacl}$ $Y_1 = 50\%$
- $C_{R1} = C_{F1} / (1 - Y_1) = 1364 / 0,5 = 2728 \text{ ppm Nacl.}$
- $C_{FR1} = \frac{C_{F1} + C_{R1}}{2} = \frac{1364 + 2728}{2} = 2046 \text{ ppm Nacl.}$
- $\pi_{FR1} = \frac{0,0385 \times 303 \times C_{FR1}}{1000 - C_{FR1}/1000} = \frac{0,0385 \times 303 \times 2046}{1000 - 2046/1000} = 23,9 \text{ psi}$
- $(PCF)_1 = 0,00283 (P_{F1} - \frac{\Delta P_{FR1}}{2} - \pi_{FR1}) = 0,00283 (400 - 3 - 23,9) =$
 $(PCF)_1 = 1,06.$
- $(TCF) = 1,03^{30-25} = 1,16 \text{ à } 30^\circ\text{C.}$
- $MFR_{C1} = 0,73 \text{ à } 400 \text{ psi, } 30^\circ\text{C; sans (voir table A)}$
- $Q_{F1} = PCF_1 \times TCF \times MFR_{C1} \times Q_{wi} = 1,06 \times 1,16 \times 0,73 \times 11,8 = 10,59 \text{ GPM.}$
- $Q_{R1} = Q_{F1} / Y_1 = 10,59 / 0,5 = 21,18 \text{ GPM.}$
- $Q_{R1} = 10,59 \text{ GPM.}$ d'où $Q_{FR1} = \frac{Q_{F1} + Q_{R1}}{2} = \frac{10,59 + 21,18}{2} = 15,89$
- $\Delta P_{FR1} = 9,4 \text{ psi (figure N}^\circ\text{ 4)}$

Etage 2:

- $P_{F2} = P_{F1} - \Delta P_{FR1} - P_{BAL} = 400 - 9,4 - 35 = 355,6 \text{ psi.}; Y_2 = 50\%$
- $C_{F2} = C_{R1} = 2728 \text{ ppm Nacl.}, C_{R2} = 2728 / 0,5 = 5456 \text{ ppm Nacl.}$
- $C_{FR2} = \frac{2728 + 5456}{2} = 4092 \text{ ppm Nacl.}$
- $\pi_{FR2} = \frac{0,0385 \times 303 \times 4092}{1000 - 4092/1000} = 47,93 \text{ psi.}$
- $(PCF)_2 = 0,00283 (355,6 - 3 - 47,93) = 0,86.$
- $(MFR)_{C2} = 0,755 \text{ à } 355,6 \text{ psi, } 30^\circ\text{C; sans (valeur interpolée à partir de la table A).}$
- $Q_{F2} = 0,86 \times 1,16 \times 0,755 \times 11,8 = 8,89 \text{ GPM}$
- $Q_{R2} = 8,89 / 0,5 = 17,78 \text{ GPM.}$
- $Q_{R2} = 8,89 \text{ GPM.}$
- $Q_{FR2} = \frac{8,89 + 17,78}{2} = 13,33 \text{ GPM.}$
- $\Delta P_{FR2} = 8,2 \text{ psi (figure N}^\circ\text{ 4).}$

Etage 3:

- $P_{F3} = P_{F2} - \Delta P_{FR2} - P_{BAL} = 355,6 - 8,2 - 35 = 312,4 \text{ psi.}$
- $C_{F3} = C_{R2} = 5456 \text{ ppm Nacl.}$ $Y_3 = 50\%$
- $C_{FR3} = 5456 \times \frac{3}{2} = 8184 \text{ ppm Nacl.}$

$$- \Pi_{FR_3} = \frac{0,0385 \cdot 303 \cdot 8184}{1000 - 8184/1000} = 96,26 \text{ psi}$$

$$- (PCF)_3 = 0,00283 \left(P_{F_3} - \frac{\Delta P_{FR_3}}{2} - \Pi_{FR_3} \right) = 0,00283 (312,4 - 3 - 96,26) = 0,60$$

$$- (MFRC)_3 = 0,78 \text{ à } 312,4 \text{ psi, } 30^\circ\text{C et 3ans. (valeur interpolée).}$$

$$\text{d'où } Q_{P_3} = 0,78 \times 1,16 \times 0,60 \times 11,8 = 6,4 \text{ GPM.}$$

$$Q_{F_3} = \frac{6,4}{0,5} = 12,8 \text{ GPM} \quad Q_{FR_3} = 6,4 \times 3/2 = 9,6 \text{ GPM}$$

$$\text{d'où } \Delta P_{FR_3} = 4,7 \text{ psi (figure N}^\circ\text{ 4).}$$

* Calcul des conversions en utilisant les débits calculés ci-dessus; en adoptant un arrangement 5/3/1.

$$\text{Etage 1: } 5 \times Q_{P_1} = 5 \times 10,59 = 52,95 \text{ GPM d'eau produite}$$

$$\text{Etage 2: } 3 \times Q_{P_1} = 3 \times 8,89 = 26,67 \text{ "}$$

$$\text{Etage 3: } 1 \times Q_{P_3} = 1 \times 6,40 = 6,40 \text{ "}$$

$$\text{Total: } Q_{FT} = 52,95 + 26,67 + 6,40 = 86,02 \text{ "}$$

Soit une alimentation $Q_{FT} = 86,02 / 0,89 = 95,65 \text{ GPM d'eau brute.}$

si $Y_T = 89\%$.

$$\text{d'où } Y_1 = \frac{52,95}{95,65} \times 100 = 55\% \quad Y_2 = \frac{26,67}{95,65 - 52,95} \times 100 = 61\%$$

$$Y_3 = \frac{6,4}{95,65 - 52,95 - 26,67} \times 100 = 37\%$$

* Calcul corrigé des capacités en utilisant les nouvelles conversions:

$$\underline{\text{Etage 1:}} \quad CF_1 = 1364 \text{ ppm Nacl.}$$

$$CR_1 = 1364 / (1 - 0,55) = 3031,1 \text{ ppm Nacl.}$$

$$CFR_1 = \frac{3031,1 + 1364}{2} = 2198 \text{ ppm Nacl.}$$

$$\Pi_{FR_1} = \frac{0,0385 \times 303 \times 2198}{1000 - 2198/1000} = 25,69 \text{ psi}$$

$$PCF_1 = 0,00283 \left(400 - \frac{9,4}{2} - 25,69 \right) = 1,05$$

$$TCF = 1,16 \text{ à } 30^\circ\text{C.}$$

$$MFRC_1 = 0,73 \text{ à } 400 \text{ psi, } 300^\circ\text{C, } 3\text{ans.}$$

$$Q_{P_1} = 0,73 \times 1,05 \times 1,16 \times 11,8 = 10,59 \text{ GPM.}$$

- $Q_{F1} = 10,59 / 0,55 = 19,25 \text{ GPM}$ $Q_{R1} = 19,25 - 10,59 = 8,66 \text{ GPM}$.
- $Q_{FR1} = \frac{8,66 + 19,25}{2} = 13,96 \text{ GPM}$
- $\Delta P_{FR1} = 8,2 \text{ psi}$.

ETAGE 2: - $P_{F2} = 356,8 \text{ psi} = (400 - 8,2 - 35) \text{ psi}$.

- $C_{F2} = C_{R1} = 3031,1 \text{ ppm NaCl}$.
- $C_{R2} = 3031,1 / (1 - 0,61) = 7772 \text{ ppm NaCl}$.
- $C_{FR2} = \frac{3031,1 + 7772}{2} = 5401 \text{ ppm NaCl}$.
- $\pi_{FR2} = 63,85 \text{ psi}$.
- $P_{CF2} = 0,00283 (356,8 - 8,2/2 - 63,85) = 0,82$.
- $M_{FR2} = 0,755 \text{ à } 356,8 \text{ psi } 30^\circ\text{C}, 3 \text{ ans}$.
- $Q_{P2} = 0,82 \times 1,16 \times 0,755 \times 11,8 = 8,47 \text{ GPM}$
- $Q_{F2} = 8,47 / 0,61 = 13,89 \text{ GPM}$.
- $Q_{FR2} = \frac{13,89 + 8,47}{2} = 11,18 \text{ GPM}$
- $\Delta P_{FR2} = 5,88 \text{ psi}$ (figure N° 4).

Etage 3: - $P_{F3} = 356,8 - 5,88 - 35 = 315,92 \text{ psi} \approx 316 \text{ psi}$.

- $C_{F3} = C_{R2} = 7772 \text{ ppm NaCl}$.
- $C_{R3} = 7772 / (1 - 0,37) = 12336,5 \text{ ppm NaCl}$.
- $C_{FR3} = \frac{12336,5 + 7772}{2} = 10054 \text{ ppm NaCl}$.
- $\pi_{FR3} = 118,5 \text{ psi}$.
- $(P_{CF})_3 = 0,00283 (316 - 4,7/2 - 118,5) = 0,55$.
- $(M_{FR})_3 \approx 0,780 \text{ à } 316 \text{ psi } 30^\circ\text{C}, 3 \text{ ans}$.
- $Q_{P3} = 0,78 \times 1,16 \times 0,55 \times 11,8 = 5,87 \text{ GPM}$.
- $Q_{F3} = 5,87 / 0,37 = 15,86 \text{ GPM}$
- $Q_{R3} = 15,86 - 5,87 = 9,99 \approx 10 \text{ GPM}$.

* Calcul des conversions et vérification:

Etage 1:	$5 \times 10,59 =$	52,95	GPM d'eau produite
Etage 2:	$3 \times 8,47 =$	25,41	" " "
Etage 3:	$1 \times 5,87 =$	5,87	" " "

Total : $Q_{P_T} = 52,95 + 25,41 + 5,87 = 84,22 \text{ GPM d'eau produite}$.

Soit une alimentation de $84,22 / 0,89 = 94,63 \text{ GPM d'eau brute}$
 si $K_f = 89\%$.

$$\text{d'où } Y_1 = \frac{52,95}{94,62} \times 100 = 55,9 \# 55\%$$

$$Y_2 = \frac{25,41}{94,62 - 52,95} \times 100 = 60,9 \# 61\%$$

$$Y_3 = \frac{5,87 \times 100}{94,62 - 52,95 - 25,41} = 36,1 \# 37\%$$

Ces résultats sont en bon accord avec les premiers.

* Calcul du débit spécifique du perméateur à la production

$$Q_{\text{spe}} = Q_{\text{Pr}}/g = 84,21/g = 9,36 \text{ GPM / perméateur} = 13478,4 \text{ GPD / mod}$$

$$N = Q_{\text{WT}} / Q_{\text{spe}}$$

Q_{WT} = débit total de production = débit d'eau brute x conversion %

$$Q_{\text{WT}} = 2700 \times 0,89 \times 264,2 = 634872,6 \text{ GPD}$$

$$\text{d'où } N = 634872,6 / 13478,4 = 47 \text{ perméateurs}$$

* Calcul de la disposition et vérification de la conversion Y_T

Si nous disposons les perméateurs de la façon suivante

- 27 perméateurs au 1^{er} étage.
- 15 perméateurs au 2^e étage
- 5 perméateurs au 3^e étage

Nous aurons :

$$\bullet \text{ débit de production au 1^{er} étage: } \frac{10,59 \times 27 \times 60 \times 24}{264,2} = 1558 \text{ m}^3/\text{j}$$

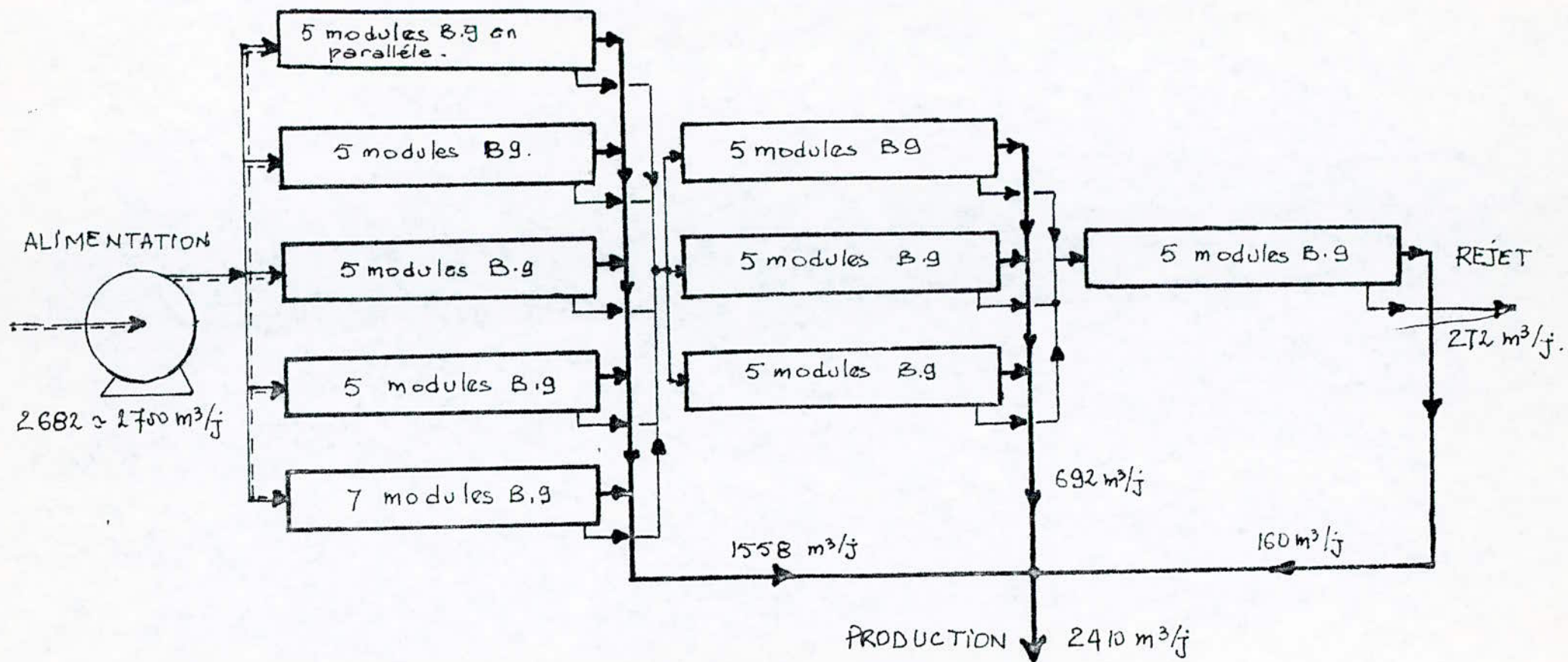
$$\bullet \text{ débit de production au 2^e étage: } \frac{8,47 \times 15 \times 60 \times 24}{264,2} = 692 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\bullet \text{ débit de production au 3^e étage: } \frac{5,87 \times 5 \times 60 \times 24}{264,2} = 160 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\bullet \text{ débit de rejet: } \frac{10 \times 60 \times 24}{264,2} = 272 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\text{Production totale} = 1558 + 692 + 160 = 2410 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\text{d'où } Y_T = \frac{2410}{2410 + 272} \times 100 = 89,8 \# 89\% \text{ exigée.}$$



DISPOSITION DES MODULES B.9

IV) Prévission de la qualité d'eau osmosée:

Nous raisonnons sur le perméateur B9 N° 840-170, dont le taux de passage des sel à travers la membrane SP, est inférieur à 10%, sous les conditions standards de fonctionnement.

Le taux de passage (SP) réel en sels, sous ces conditions standards pourra varier d'un perméateur à un autre.

Souvent la gamme préconisée est 3% à 7%.

Le taux de passage SP réel d'un ion composé peut varier, en général, le SP des ions monovalents est plus grand que celui des divalents.

Le passage des ions HCO_3^- (bicarbonates) dépend du pH (voir figure n°)

La table A' permet d'estimer le taux de passage des différents ions aux conditions standards.

Une rigoureuse approche, est appliquée pour calcul le taux de passage dans d'autres conditions de travail, ceci en utilisant le facteur de correction du taux de passage (SPCF) (SALT PASSAGE CORRECTION FACTOR), définie par:

$$\text{SPCF} = \frac{C_0}{C_F} \left[\frac{(P_{FR_0} - P_{P_0}) - (\pi_{FR_0} - \pi_{P_0})}{(P_{FR} - P_P) - (\pi_{FR} - \pi_P)} \right] \cdot \frac{\pi_{FR}}{\pi_{FR_0}} \quad (21)$$

où C_0 : concentration exprimée en ppm NaCl de l'eau d'alimentation aux conditions standards

(pour B.9 $C_0 = 1500$ ppm NaCl)

C_F : concentration de l'eau brute exprimée en ppm NaCl

$P_{FR_0} = P_{F_0} - \frac{1}{2} \Delta P_{FR_0} = 400 - 3 = 397$ psi pour B.9, aux conditions standards.

$P_{FR} = P_F - \frac{1}{2} \Delta P_{FR}$ c'est la pression moyenne dans le module (en psi), aux conditions de travail.

P_{P_0} : surpression au niveau du back de stockage de la production (en psig) aux conditions standards.

(Pour B.9 $P_{P_0} = 0$ psig) (21)

P_P : surpression au niveau du back de stockage de la production aux conditions de travail (en psig)

(1 psig = 1 unité de surpression).

π_{FR_0} : pression osmotique moyenne aux conditions standards

(Pour B.9 $\pi_{P_0} = 43,2$ psi)

π_{FR} : pression osmotique moyenne aux conditions de travail

π_{p_0} : pression osmotique de l'eau produite aux conditions standards ($\pi_{p_0} = 1,5$ psi pour B.G)

$$\pi_p \approx 0,075 \pi_F \quad (\text{car le taux de passage } \approx \text{ à } 10\%)$$

où π_F : pression osmotique d'eau d'alimentation.

$$\pi_F = \frac{0,0385 (T+273) C_F}{1550 - C_F/1000}$$

π_p : pression osmotique de l'eau produite aux conditions de travail.

Pour l'ion fluorure F^- , son taux de passage est fonction du pH d'alimentation.

Afin de prévenir le colmatage des membranes (FOULIN) la salinité résiduelle calculée à l'aide des taux de passage des ions est multipliée par un facteur de sécurité, généralement pris égal à 1,5. (21)

** Calcul de Prévision de la qualité de l'eau: VARIANTE "A"

1) Disposition 3/2.

Données :

Etage 1

$$Y_1 = 43\%$$

$$\pi_{FR_1} = 24,26 \text{ psi}$$

$$P_{FR_1} = P_{F_1} - \frac{\Delta P_{FR_1}}{2} = 450 - \frac{11,8}{2} = 394,1 \text{ psi}$$

$$C_{F_1} = 1507 \text{ ppm NaCl}$$

$$pH_1 \approx 6,0$$

$$\pi_{F_1} = \frac{0,0385 \times 303 \times 1507}{1550 - 1507/1000} = 17,61 \text{ psi}$$

$$\pi_{FR_1} = 0,075 \pi_{F_1} = 0,075 \times 17,61 = 1,32 \text{ psi}$$

$$SPCF_1 = \frac{C_0 \left[(P_{FR_0} - P_{p_0}) - (\pi_{FR_0} - \pi_{p_0}) \right] \pi_{FR_1}}{C_{F_1} \left[(P_{FR_1} - P_{p_1}) - (\pi_{FR_1} - \pi_{p_1}) \right] \pi_{FR_0}}$$

$$PCF_1 = \frac{1500}{1507} \left[\frac{(397-0) - (43,2 - 1,5)}{(394,1-0) - (24,26 - 1,32)} \right] \frac{24,26}{43,2}$$

Etage 2

$$Y_2 = 42\%$$

$$\pi_{FR_2} = 42,2 \text{ psi}$$

$$P_{FR_2} = P_{F_2} - \frac{\Delta P_{FR_2}}{2} = 353,82 - \frac{8,2}{2} = 349,7 \text{ psi}$$

$$C_{F_2} = 2644 \text{ ppm NaCl}$$

$$pH_2 = pH_1 + \log \left(\frac{1}{1 - Y_1} \right)$$

$$pH_2 = 6,0 + \log \left(\frac{1}{1 - 0,43} \right) = 6,24$$

$$\pi_{F_2} = \frac{0,0385 \times 303 \times 2644}{1550 - 2644/1000} = 30,9 \text{ psi}$$

$$\pi_{FR_2} = 0,075 \pi_{F_2} = 0,075 \times 30,9 =$$

$$\pi_{FR_2} = 2,32 \text{ psi}$$

$$SPCF_2 = \frac{C_0 \left[(P_{FR_0} - P_{p_0}) - (\pi_{FR_0} - \pi_{p_0}) \right] \pi_{FR_2}}{C_{F_2} \left[(P_{FR_2} - P_{p_2}) - (\pi_{FR_2} - \pi_{p_2}) \right] \pi_{FR_0}}$$

$$SPCF_2 = \frac{1500}{2644} \left[\frac{(397-0) - (43,2 - 1,5)}{(349,7-0) - (42,2 - 2,32)} \right] \frac{42,2}{43,2}$$

$$SPCF_1 = 0,535$$

$$SPCF_2 = 0,635$$

Le taux de passage SP aux conditions de travail est le produit du taux de passage aux conditions standards donné par la table A' par le facteur de correction SPCF.

$$SP = SP(\text{conditions standards}) \times SPCF.$$

ELEMENTS	concentration dans l'alimentation ppm CaCO ₃	SP%	Production ppm CaCO ₃	Rejet ppm CaCO ₃	SP%	Production ppm CaCO ₃	Production moyenne ppm CaCO ₃	Production en ppm
Ca ²⁺	515,00	2,14	11,0	895,2	2,54	22,7	15,1	6,0
Mg ²⁺	595,80	2,14	12,8	1035,6	2,54	26,3	17,6	4,1
Na ⁺	641,30	5,35	34,3	1099,2	6,35	69,8	46,8	21,5
K ⁺	42,30	5,35	2,3	72,5	6,35	4,6	3,1	2,4
HCO ₃ ⁻	41,31	53,8	22,2	55,7	30	16,7	20,3	24,8
SO ₄ ²⁻	1141,00	2,14	24,4	1984,4	2,54	50,4	33,6	32,0
Cl ⁻	598,60	5,35	32,0	1026,0	6,35	65,2	43,7	39,6
F ⁻ (ppm F ⁻)	2,8	23,5	0,7	4,4	17,1	0,7	-	0,7
CO ₂ (ppm Ca ₂)	82,62	100	82,62	0,0	100	0,0	-	82,62
SiO ₂ (ppm Si ₂)	40-50	8,02	4,0	84,7	9,52	8,1	-	5,5
Salinité totale	3575,9	-	139	6168,6	-	255,7	-	121,6
ETAGE 1					ETAGE 2		L'ENSEMBLE DES ETAGES	

la salinité résiduelle présumée est : $121,6 \times 1,5 = 182,4$ ppm.

Exemple de calcul : * [Ca²⁺] = 515 ppm CaCO₃

$$SP_{Ca^{2+}} = 4 \times 0,535 = 2,14\%$$

$$SP_{2Ca^{2+}} = 4 \times 0,635 = 2,54\%$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{dans l'eau produite}} = 0,0214 \times 515 = 11,0 \text{ ppm CaCO}_3$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{dans le rejet}} = \frac{[Ca^{2+}]_{\text{alimentation}} - Y_1 [Ca^{2+}]_{\text{production}}}{1 - Y_1}$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{Rejet}_1} = \frac{515 - 0,43 \times 11}{1 - 0,43} = 895,2 \text{ ppm CaCO}_3$$

NB: 1,5: facteur de sécurité (expliqué précédemment).

$$[Ca^{2+}]_2 \text{ production} = Sp_1 \times [Ca^{2+}]_1 = 0,635 \times 895,2 = 22,7 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{mélange}} = [Ca^{2+}]_1 \times \frac{Q_{P1}}{Q_P} + [Ca^{2+}]_2 \times \frac{Q_{P2}}{Q_P}$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{mélange}} = 11,0 \times \frac{1200}{1838} + 22,7 \times \frac{638}{1838} = 15,1 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$[Ca^{2+}]_{\text{mélange}} = 15,1 \times 0,4 = 6,0 \text{ ppm } Ca^{2+}$$

2) Disposition 2/1: même procédure de calcul.

ETAGE 1					ETAGE 2		L'ENSEMBLE DES ETAGES	
ELEMENTS	ppm $CaCO_3$ ALIMENTATION	Sp%	Production en ppm $CaCO_3$	Rejet en ppm $CaCO_3$	Sp%	Production en ppm $CaCO_3$	Production totale en ppm $CaCO_3$	Production totale en ppm
Ca^{2+}	515,00	2,24	11,5	961,5	2,47	23,8	16,3	6,5
Mg^{2+}	595,80	2,24	13,3	1112,3	2,47	27,5	18,8	4,4
Na^+	644,30	5,61	36,0	1178,1	6,17	72,7	50,2	23,1
K^+	42,30	5,61	2,4	77,7	6,17	4,8	3,3	2,6
HCO_3^-	41,31	53,8	22,2	58,2	30,0	17,5	21,7	26,5
SO_4^{2-}	1141,60	2,24	27,4	2139,0	2,47	52,6	37,3	35,8
Cl^-	598,60	5,61	33,6	1020,0	6,17	62,9	45,2	32,1
F^- (PPM F)	2,80	23,5	0,7	4,7	17,1	0,8	0,8	0,8
CO_2 (PPM CO_2)	82,62	100	82,62	0	100	0	-	82,62
SiO_2 (ppm SiO_2)	40-50	8,42	4,2	90,6	9,25	8,4	-	5,8
salinité totale	3578,9	-	-	-	-	-	-	131

$$SPCF_1 = 0,561$$

$$SPCF_2 = 0,617$$

$$\text{concentration totale} = [C]_1 \cdot \frac{Q_{P1}}{Q_P} + [C]_2 \cdot \frac{Q_{P2}}{Q_P}$$

$$\text{et: } [Ca^{2+}]_7 = 11,5 \times \frac{1315}{1854} + 23,8 \times \frac{639}{1854} = 16,3 \text{ ppm } CaCO_3$$

$$\text{salinité totale résiduelle} = 131 \times 1,5 = 196,5 \text{ ppm}$$

3) Disposition 5/3 : même procédure de calcul que les deux premières dispositions.

ETAGE 1					ETAGE 2		ENSEMBLE DES 2 ETAGES	
ELEMENTS	Alimentation en ppm CaCO ₃	SP%	production en ppm CaCO ₃	Rejet en ppm CaCO ₃	SP%	Production en ppm CaCO ₃	Production totale en ppm CaCO ₃	Production totale en ppm CaCO ₃
Ca ²⁺	515,00	2,19	11,3	927,1	2,50	23,2	15,1	6,0
Mg ²⁺	595,80	2,19	13,0	1072,6	2,50	22,8	17,4	4,1
Na ⁺	644,30	5,47	35,1	1137,5	6,24	71,0	46,6	21,4
K ⁺	42,30	5,47	2,3	75,0	6,24	4,7	3,1	2,4
HCO ₃ ⁻	41,31	53,8	22,2	56,9	30	17,1	20,6	25,1
SO ₄ ²⁻	1144,60	2,19	25,0	2055,2	2,50	51,4	33,5	32,4
Cl ⁻	598,60	5,47	32,7	1061,6	6,24	66,2	43,5	30,8
F ⁻ (ppm F)	2,80	23,5	0,7	4,5	17,1	0,8	0,7	0,7
CO ₂ (ppm CO ₂)	82,62	100	82,62	0	100	0	-	82,62
SiO ₂ (ppm SiO ₂)	40-50	8,2	4,1	87,5	9,4	8,2	-	5,4
SALINITE TOTALE - Ca	3575,9	-	-	-	-	-	179,8	121,9

$$SPCF_1 = 0,547$$

$$SPCF_2 = 0,624$$

$$\text{concentration totale} = [C]_1 \times \frac{Q_{P1}}{Q_{PT}} + [C]_2 \times \frac{Q_{P2}}{Q_{PT}}$$

$$\text{exemple: pour Ca}^{2+}: [Ca^{2+}]_T = 11,3 \times \frac{1258}{1847} + \frac{589}{1847} \times 23,2 = 15,1 \text{ ppm CaCO}_3$$

$$\text{Salinité totale résiduelle: } 1219 \times 1,5 = 182,8 \text{ ppm.}$$

** Calcul de la prévision de la qualité de l'eau
VARIANTE "B".

Même procédure de calcul que les autres.

Disposition 5/3/1.

ETAGE 1				ETAGE 2			ETAGE 3		ENSEMBLE DES 3 ÉTAGES.		Rejet	
ÉLÉMENTS	alimenta- tion en ppm CaCO ₃	SP%	produch- on en ppm CaCO ₃	Rejet en ppm CaCO ₃	SP%	Produc- tion en ppm CaCO ₃	Rejet- en ppm CaCO ₃	SP%	Produch- on en ppm CaCO ₃	production totale en ppm CaCO ₃	production totale en ppm -	concen- -tration du rejet ppm.
Ca ²⁺	379,75	2,32	8,8	833,1	2,83	23,6	2099,2	3,98	83,5	18,4	7,4	3283,0
Mg ²⁺	588,50	2,32	13,6	1291,1	2,83	36,5	3253,4	3,98	129,5	28,4	6,6	5147,5
Na ⁺	641,00	5,80	37,2	1379,0	7,08	97,6	3383,2	9,96	337,0	76,0	35,0	5325,5
K ⁺	42,30	5,80	2,4	91,1	7,08	6,5	223,4	9,96	22,3	5,0	4,0	341,5
SO ₄ ²⁻	1069,79	2,32	24,8	2347,0	2,83	66,4	5914,1	3,98	235,4	51,8	50,0	9249,2
Cl ⁻	620,76	5,80	36,0	1335,5	7,08	94,5	3276,5	9,96	326,3	73,5	52,2	5009,2
HCO ₃ ⁻	≈ 0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SALINITÉ TOTALE	3341,80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	155,2	28355,9
F ⁻	2,80	23,5	0,7	5,4	15,90	0,9	12,4	14,7	1,8	-	0,8	18,6
CO ₂	≈ 0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SiO ₂	15,0	8,7	1,3	31,7	10,62	3,4	76,00	14,94	11,4	-	2,6	113,9.

$$SPCF_1 = 0,580$$

$$SPCF_2 = 0,708$$

$$SPCF_3 = 0,996$$

$$[C]_{\text{Total}} = \frac{Q_{P1}}{Q_{PT}} [C]_1 + \frac{Q_{P2}}{Q_{PT}} [C]_2 + \frac{Q_{P3}}{Q_{PT}} [C]_3$$

$$\text{ex: } [Ca^{2+}]_{\text{total}} = \frac{1558}{2410} \times 8,8 + \frac{692}{2410} \times 23,6 + \frac{160}{2410} \times 83,5 = 18,4 \text{ ppm CaCO}_3$$

D'où la salinité résiduelle: $155,2 \times 1,5 = 232,8 \approx 233 \text{ ppm}$.

** TABLEAU COMPARATIF DES RÉSULTATS

VARIANTES		Nombre de perméateurs	CONVERSION globale γ_T (%)	Débit de rejet (m^3/h)	Débit de production (m^3/h)	SALINITÉ RÉSIDUELLE (PPM).
A	3/2	34	67,5	8831	18388	182
	2/1	34	66,9	918	1854	197
	5/3	34	67,6	8833	1847	183
B		47	89,8	272	2410	233

En conclusion, nous suggérons de choisir:

- pour la variante A: La disposition 5/3, car elle assure un débit de production intermédiaire avec une salinité plus faible que dans le cas de la disposition 2/1.

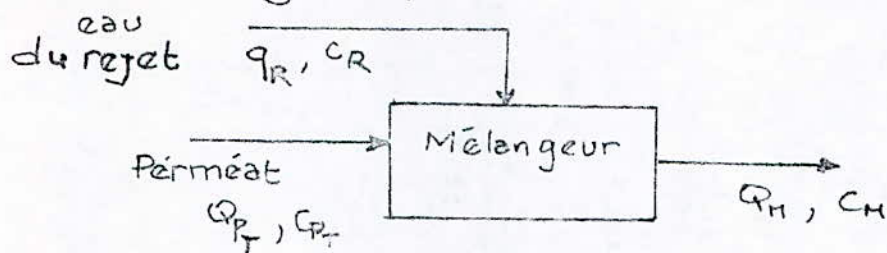
- Le choix entre les 2 variantes, ne peut se faire que lorsque les calculs économiques sont faits

En effet, nous constatons une augmentation du nombre de perméateurs dans la 2^e variante. (47 perméateurs), mais le débit de production a augmenté sensiblement et par conséquent le débit du rejet a diminué,

- Le choix définitif de la variante ne peut être donné dans ce chapitre.

Pour répondre aux normes prescrites (salinité totale inférieure ou égale à 500 ppm), nous proposons d'ajouter à l'eau osmosée de l'eau de rejet qui est filtrée, car le perméat ou l'eau produite par les perméateurs a une salinité nettement inférieure à 500 ppm.

Par là même, cela nous permettra d'augmenter le débit global de production d'eau et de diminuer la quantité d'eau à rejeter.



Q_R : Débit d'eau de rejet à ajouter (m^3/j)

C_R : concentration d'eau de rejet (ppm)

Q_P : Débit d'eau produite osmosée (m^3/j)

C_P : concentration d'eau produite (perméat) (ppm)

Q_M : Débit d'eau produite mélangée (m^3/j)

C_M : concentration de l'eau osmosée mélangée (ppm)

- Bilan de matière au niveau du mélangeur:

$$Q_M = Q_R + Q_P$$

$$Q_M C_M = Q_R C_R + Q_P C_P$$

Ces 2 équations donnent: $(Q_P + Q_R) C_M = Q_R C_R + Q_P C_P$

d'où

$$Q_R = Q_P \cdot \frac{C_M - C_P}{C_R - C_M} \quad (a)$$

Pour la disposition 5/3: $\left\{ \begin{array}{l} Q_P = 1847 \text{ m}^3/j \\ C_P = 183 \text{ ppm} \end{array} \right.$

$$C_R = 6811,4 \text{ ppm}$$

C_M : nous la fixons à 453 ppm < 500 ppm pour ne pas augmenter la salinité finale de l'eau lors du post-traitement

donc d'après la relation (a), nous obtenons

$$Q_R = 1847 \cdot \frac{453 - 183}{6811,4 - 453} = 78,43 \approx 79 \text{ m}^3/j$$

$$\text{d'où } Q_M = 1847 + 79 = 1926 \text{ m}^3/j$$

- De la même façon, nous déterminons q_R (débit de rejet à ajouter pour l'eau) pour la variante "B".

$$\begin{cases} Q_{PT} = 2410 \text{ m}^3/\text{j} \\ C_{PT} = 233 \text{ ppm} \end{cases} \quad \text{et } C_R = 19233,5 \text{ ppm}$$

$$\text{d'où } Q_F = Q_{PT} \cdot \frac{C_M - C_{PT}}{C_F - C_M} = 2410 \frac{453 - 233}{19233,5 - 453} =$$

$$Q_R = 28,23 \approx 28,2 \text{ m}^3/\text{j}$$

d'où le débit total d'eau produite est: $2410 + 28,2 = 2438,2 \text{ m}^3/\text{j}$

$$Q_M \approx 2438 \text{ m}^3/\text{j}$$

TABLEAU RECAPITULATIF

VARIANTES	Nombre de perméateurs	Disposition	Débit total de production m^3/j	Débit de Rejet, m^3/j
A (67%)	34	5/3	1926	8304
B (89%)	47	5/3/1	2438	244

Chapitre:6 CALCULS DU POST- -TRAITEMENT ET MESURES DE SECURITE

La dernière étape du traitement de l'eau est appelée, le post-traitement, qui dans le cas de l'osmose inverse consiste en un dégazage d'eau, suivi d'un ajustement du pH et une désinfection avec un produit chloré, par exemple, l'hypochlorite de sodium (NaClO)

I) Dégazéification:

Sachant que le gaz CO_2 diffuse totalement à travers la membrane, on le retrouve donc entièrement dans l'eau de production.

Comme il confère à cette eau un caractère acide, donc agressif vis à vis des tuyauteries de distribution, une dégazéification s'impose.

Pour cela nous proposons l'aérateur à pulvérisation et ruissellement

Ce procédé permet une élimination du CO_2 allant jusqu'à 70% ou plus. (22)

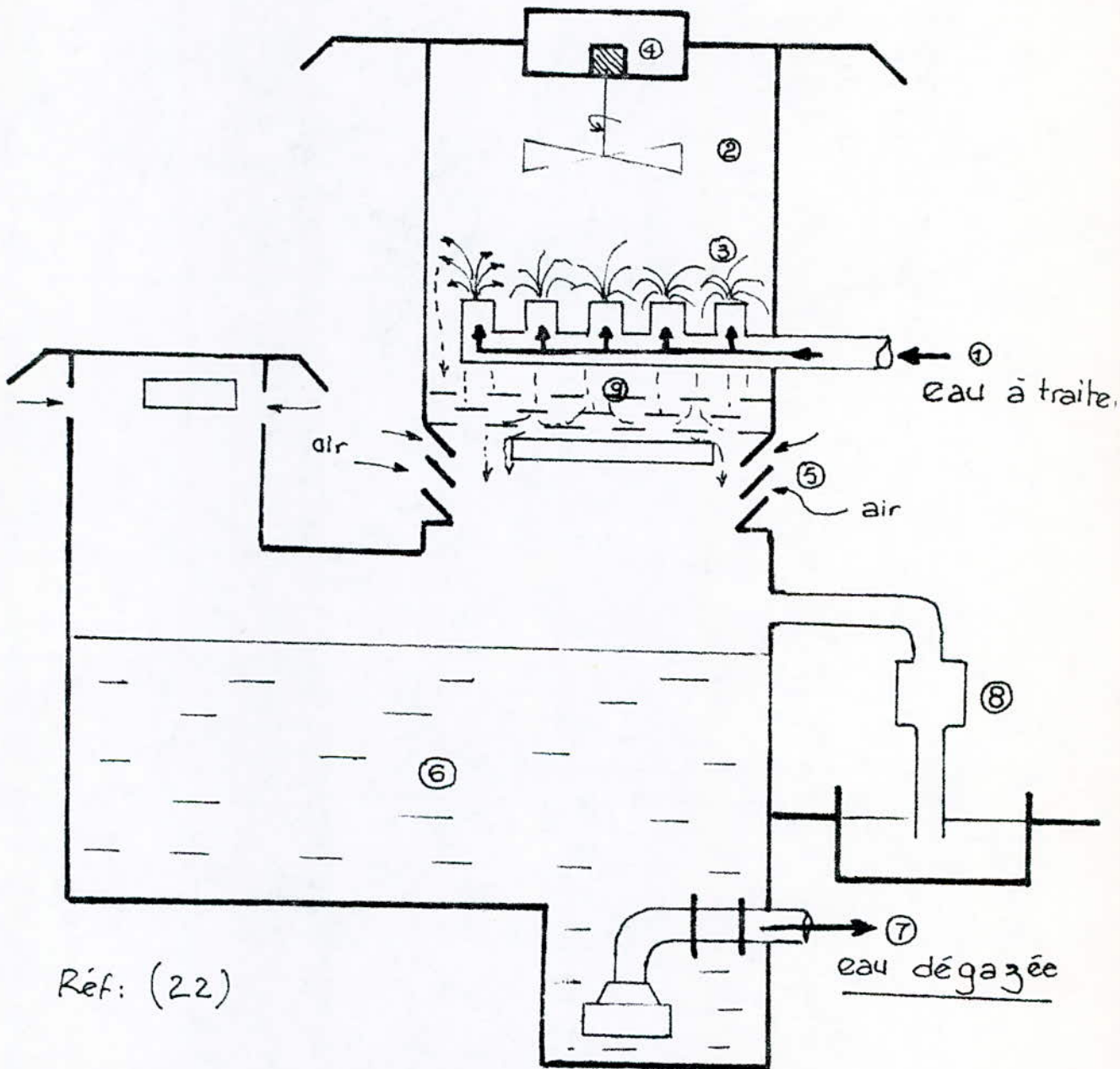
Il présente l'avantage d'être simple par rapport à une tour de dégazéification utilisant une colonne d'absorption à garnissage, qui est plus performante, mais nécessite un entretien régulier.

En adoptant le taux d'élimination du CO_2 de 70%, et sachant qu'il y a 82,6 ppm de CO_2 (voir tableaux de prévision de la qualité de l'eau), il restera donc après dégazéification $82,62 \times (1 - 0,7) = 25 \text{ ppm } \text{CO}_2$ qu'il faudra éliminer par neutralisation alcaline en ajustant le pH de l'eau produite au pH de saturation ou d'équilibre, avec la soude (NaOH).

VOIR SCHEMA DE L'AEARATEUR A PULVERISATIO

LEGENDE:

- ① Arrivée d'eau à traiter
- ② chambre de pulvérisation
- ③ Buses de pulvérisation
- ④ ventilateur
- ⑤ Volets d'aération
- ⑥ stockage d'eau traitée
- ⑦ reprise d'eau traitée
- ⑧ trop-plein
- ⑨ plateaux de pulvérisation.

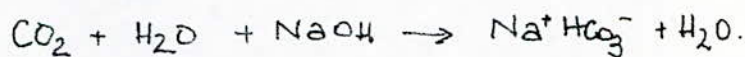


Réf: (22)

AERATEUR A PULVERISATION

II) Ajustement du pH et désinfection:

- Neutralisation par NaOH



Nous ne neutralisons pas tous le CO_2 contenu dans l'eau afin de lui donner une saveur agréable

Nous en éliminons 20 ppm ; environ 5 ppm resteront dissous dans l'eau.

Dans ce cas : $20 \text{ ppm CO}_2 \rightarrow \frac{40}{44} \cdot 20 \approx 18,2 \text{ ppm NaOH à } 100\%$

Pour désinfecter l'eau produite et tuer les éventuelles bactéries, on préconise généralement l'introduction de 2 g/m^3 de chlore libre, afin qu'après désinfection, il ne restera que $0,5 \text{ g/m}^3$ de Cl_2 libre (NORME INTERNATIONALE).

Les $1,5 \text{ g/m}^3$ auront réagi avec les bactéries et tout organisme vivant dans cette eau.

L'équivalent de cette quantité de Cl_2 libre est assuré par l'injection de l'extrait de Javel NaClO à 13%. contenant 161 g Cl_2 actif / l de NaClO. masse volumique: $0,805 \text{ g/cm}^3$.

$2 \text{ g/m}^3 \text{ Cl}_2$ actif nécessite $\frac{2}{161} = 12,42 \cdot 10^{-3} \text{ l de NaClO / m}^3 \text{ d'eau}$

soit $12,42 \times 0,805 = 10 \text{ g NaClO / m}^3 \text{ d'eau produite}$.

L'équivalent en alcalinité exprimée en NaOH apportée par NaClO injectée.

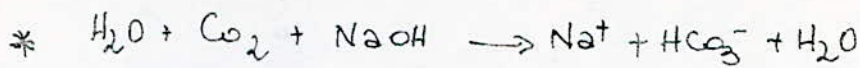
$10 \times \frac{40}{74,5} = 5,4 \text{ g NaOH } 100\% / \text{m}^3 \text{ d'eau produite}$.

NaOH et NaClO sont tous les deux alcalins, ils contribuent les deux à la neutralisation donc la quantité de NaOH effective à ajouter est:

NaOH : $18,2 - 5,4 = 12,8 \text{ g NaOH } 100\% / \text{m}^3 \text{ d'eau}$.

Calcul de l'apport des ions dû au post-traitement:

Le post-traitement augmente la salinité de l'eau produite par apport de Na^+ , HCO_3^- principalement.



$$40 \text{ g NaOH} \rightarrow \begin{cases} 23 \text{ gr Na}^+ \\ 61 \text{ gr HCO}_3^- \end{cases}$$

$$12,8 \text{ g NaOH/m}^3 \rightarrow \begin{cases} \frac{23 \times 12,8}{40} = 7,36 \text{ gr/m}^3 \approx 7,4 \text{ ppm Na}^+ \\ \frac{61 \times 12,8}{40} = 19,52 \text{ gr/m}^3 \approx 19,5 \text{ ppm HCO}_3^- \end{cases}$$



$$74,5 \text{ gr NaClO} \rightarrow \begin{cases} 23 \text{ gr Na}^+ \\ 61 \text{ gr HCO}_3^- \end{cases}$$

$$10 \text{ gr NaClO/m}^3 \rightarrow \begin{cases} \frac{23 \times 10}{74,5} = 3,09 \approx 3,1 \text{ ppm Na}^+ \\ \frac{61 \times 10}{74,5} = 8,19 \approx 8,2 \text{ ppm HCO}_3^- \end{cases}$$

En tout, nous aurons 10,5 ppm Na⁺ et 27,7 ppm HCO₃⁻ en plus.

- calcul de l'INDICE DE LANGELIER

$$[\text{Ca}^{2+}]_M = [\text{Ca}^{2+}]_{PT} \cdot \frac{Q_{PT}}{Q_M} + [\text{Ca}^{2+}]_R \cdot \frac{Q_R}{Q_M}$$

Q_{PT}, Q_R, Q_M : déjà définis

[Ca²⁺]: concentration en Ca²⁺ dans le permeal, eau mélangée, et l'eau filtrée

Pour le cas de la disposition 5/3: * Q_{PT} = 1847 m³/j, * [Ca²⁺]_{PT} = 6 ppm, * [Ca²⁺]_R = 624,2 ppm, * Q_R = 79 m³/j

$$\text{nous aurons : } - [\text{Ca}^{2+}]_M = \frac{6 \cdot 1847}{1847 + 79} + \frac{624,2 \cdot 79}{1847 + 79} \approx 31,4 \text{ ppm Ca}^{2+}$$

soit 78,5 ppm exprimés en CaCO₃.

$$- \text{De même } [\text{HCO}_3^-] = \frac{25,1 \times 1847}{1847 + 79} + \frac{15,5 \times 79}{1847 + 79} \approx 30,3 \text{ ppm HCO}_3^-$$

soit en tout: 30,3 + 27,7 = 58 ppm HCO₃⁻ correspondant à 47,5 ppm exprimés en CaCO₃.

$$- \text{Salinité totale du mélange} = \text{Salinité du produit} \times \frac{Q_{PT}}{Q_M} + \text{Salinité d'eau de rejet} \times \frac{Q_R}{Q_M}$$

$$= 179,8 \times \frac{1847}{1847 + 79} + 10924,7 \times \frac{79}{1847 + 79} = 620,5 \text{ ppm CaCO}_3$$

- En tenant compte du post-traitement: nous ajoutons
 105 ppm Na^+ (26,2 ppm CaCO_3) et 27,7 ppm HCO_3^- (22,7 ppm CaCO_3)
 soit au total : $620,5 + 26,2 + 22,7 = 669,4$ ppm CaCO_3 .

Le diagramme de Langelier donne:

$$\text{pH}_s = \text{pCa} + \text{palk} + \text{C} = 3,1 + 3,0 + 2,1 = 8,2$$

pour garder un indice de Langelier < 0 , il faut
 ajuster le pH de l'eau post-traitée à un $\text{pH} < \text{pH}_s$

$$\text{d'où } \text{LSI} = \text{pH} - \text{pH}_s < 0,$$

(voir NORMES ET QUALITE DES EAUX).

$$\text{Pour } [\text{HCO}_3^-] = 46 \text{ ppm } \text{CaCO}_3$$

$$[\text{CO}_2] = 5 \text{ ppm}$$

$$\text{Le rapport } R = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{[\text{CO}_2]} = \frac{46}{5} = 9,2$$

Nous pouvons lire sur la figure N°7, un $\text{pH} \approx 7,4$

Résumé: Qualité de l'eau au cours des différents
 traitements (VARIANTE A, DISPOSITION 5/3).

ELEMENTS	eau brute (ppm)	eau prétraitée (ppm)	eau osmosée [C] x 1,5 (ppm)	eau mélangée (ppm)	eau post-traitée (ppm)	Rejet. (ppm)
Ca^{2+}	206	206	9,0	33,6	33,6	624,2
Mg^{2+}	143	143	6,1	23,2	23,2	433,3
Na^+	295	295	32,1	66,5	77,0	894,0
K^+	33	33	3,6	7,5	7,5	100,0
HCO_3^-	165	50	37,6	42,1	69,8	151,5
SO_4^{2-}	1025	1096	483,1	179,0	179,0	3321,0
Cl^-	425	425	46,2	95,8	95,8	1288,0
F^-	2,8	2,8	1,0	1,3	1,3	8,4
SiO_2	50	50	8,1	8,4	8,4	151,5
CO_2	$\approx 0,0$	82,62	82,62	82,62	$\approx 5,0$	0,0
PH	6,6	$\approx 6,0$	$\approx 5,8$	6,0	7,4	$\approx 6,5$
Salinité Totale.	2294	2248	1833	450,4	4836	6811

NB: 1,5 facteur de sécurité.

La norme du pH de REJET est respectée. (pH \approx 6,5)

Par ailleurs, voici, quelques normes concernant le rejet

- Température maximale : 30°C.
 - pH $5,5 < \text{pH} < 8,5$ si la charge en polluants industriels est faible.
- (23)

La méthode de disposition du rejet impose en principe la conception d'une unité de traitement du rejet.

III) Les mesures de sécurité.

Pour disposer d'une fiabilité maximale de l'installation d'osmose inverse, nous prévoyons :

- Une valve de régulation au rejet pour contrôler la conversion.

- Des jauges de pression installées en amont et aval de chaque appareil permettant de déterminer les pertes de charges.

- Contrôle de la pression assuré par :

- * la vitesse d'entraînement du moteur de la pompe

- * la valve de retour de pression installée en by-pass.

La combinaison des deux systèmes donne un réglage fin de la pression.

Pour une pompe centrifuge, la régulation est assurée par une valve de régulation.

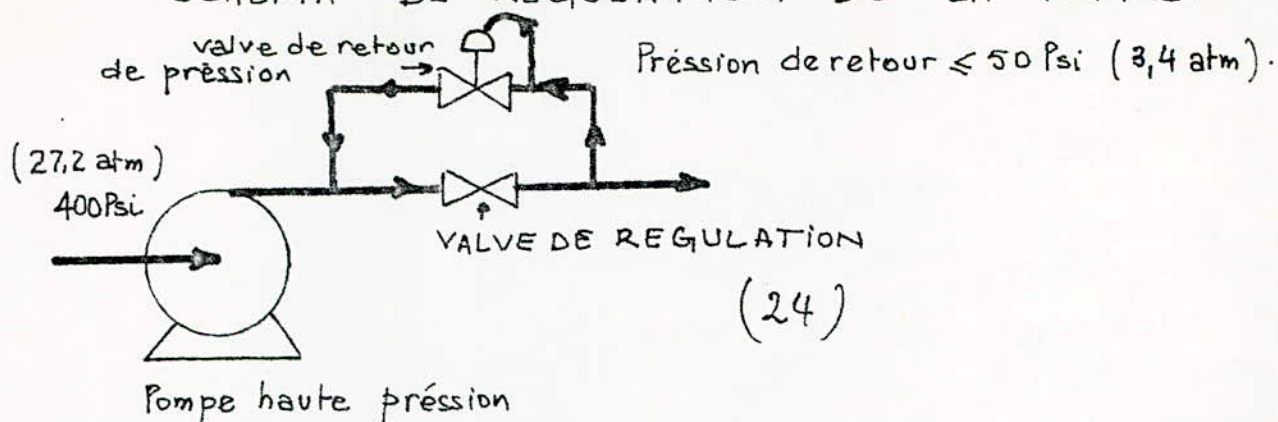
Un réglage fin est obtenu par l'installation d'une petite valve de retour de pression (dimensionnée pour $\approx 10\%$ du flux total, celle-ci est disposée en by-pass.

Si la pression délivrée par la pompe est considérablement en excès par rapport à la pression de fonctionnement une valve de protection est alors installée pour donner la pression suffisante.

- Des débit-mètres sont installés pour l'eau produite et le rejet.

- Le pH est asservi au traitement par acidification.

SCHEMA DE REGULATION DE LA POMPE.



- Les tuyauteries de raccordement et des circuits hydrauliques sont en plastique et PVC, pour éviter les risques de corrosion.

- Un groupe de secours de pompe à chaque niveau de l'installation.

- Deux lignes d'alimentation assurant en tout le traitement des 2700 m³/j d'eau brute, ceci afin d'éviter l'arrêt complet de l'installation.

- Un système de lavage de l'installation utilisant dans un réacteur de mélangeage les produits suivants

* L'acide citrique 2% en poids

* NH₄OH : neutralise l'acide citrique.

* Formaldéhyde 1% en poids.

* Détergent "BIZ" fabriqué par le constructeur 5gr/l

* polyvinyl méthyl-ether (pvme) 3% en poids

(25)

Tous ces produits sont introduits, sous forme de solutions préparées, dans le réacteur!

Les eaux de lavage des modules et des filtres sont jetées dans des bassins d'égoût.

TABLES DE DONNEES

POUR B9

TABLE "A"

* Le coefficient de Retention de la membrane en fonction de la Pression, la Temperature, Le temps.

Pression (PSI)	Temperature (°C)	COEFFICIENT INITIAL	% Retention après 1an	% Retention après 3ans
400	5	0.55	0.914	0.900
400	10	0.64	0.907	0.890
400	15	0.74	0.891	0.872
400	20	0.86	0.868	0.845
400	25	1.00	0.828	0.800
400	30	1.16	0.767	0.730
400	35	1.34	0.675	0.629
300	5	0.40	0.936	0.925
300	10	0.46	0.929	0.917
300	15	0.54	0.919	0.905
300	20	0.62	0.901	0.883
300	25	0.72	0.868	0.845
300	30	0.83	0.817	0.787
300	35	0.97	0.736	0.695

Référence: Bultin technique
N° 501
DUPONT COMPANY
Permasép Permeator
-1980-

TABLE "A"

* TAUX DE PASSAGE DES IONS
aux conditions standards

IONS	SP(%) suggéré (i) par le constructeur	SP% Probable initialement (ii)
Ca ²⁺	4	15
Mg ²⁺	4	15
PO ₄ ³⁻	2	1
SO ₄ ²⁻	4	2
Cl ⁻	10	5
NO ₃ ⁻	15	5
SiO ₂	15	5-10
Na ⁺	10	10
K ⁺	10	10
CO ₂	100	100

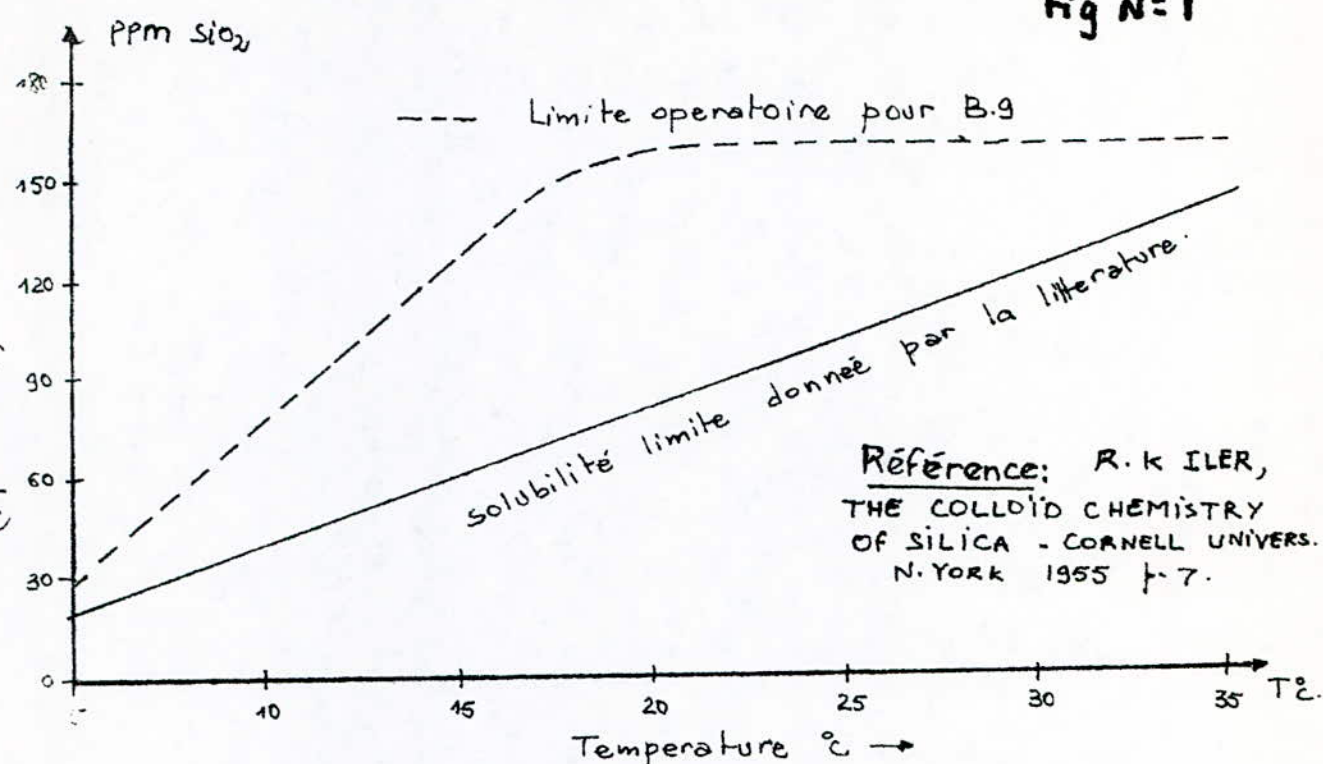
(i) basés sur un SP=10% au cours du test aux condit standards

(ii) basés sur un SP=5% au cours du Test aux condi standards.

Réf: Bultin technique
N° 510.
DUPONT COMPANY.

Solubilité de la silice à pH = 0.7
(PPM SiO₂)

Fig N°1



Référence: R. K. ILLER,
THE COLLOID CHEMISTRY
OF SILICA - CORNELL UNIV.ERS.
N. YORK 1955 p. 7.

EFFET DE LA TEMPERATURE SUR LA SOLUBILITE DE LA SILICE.

ref: G. B. ALEXANDER
J. Phys. Chem. 58
453 (1954)

Note: Pour corriger la solubilité de SiO₂
en fonction du pH de rejet:
- il faut multiplier la solubilité obtenue par
la figure ci-dessus par le facteur de correction
approprié.

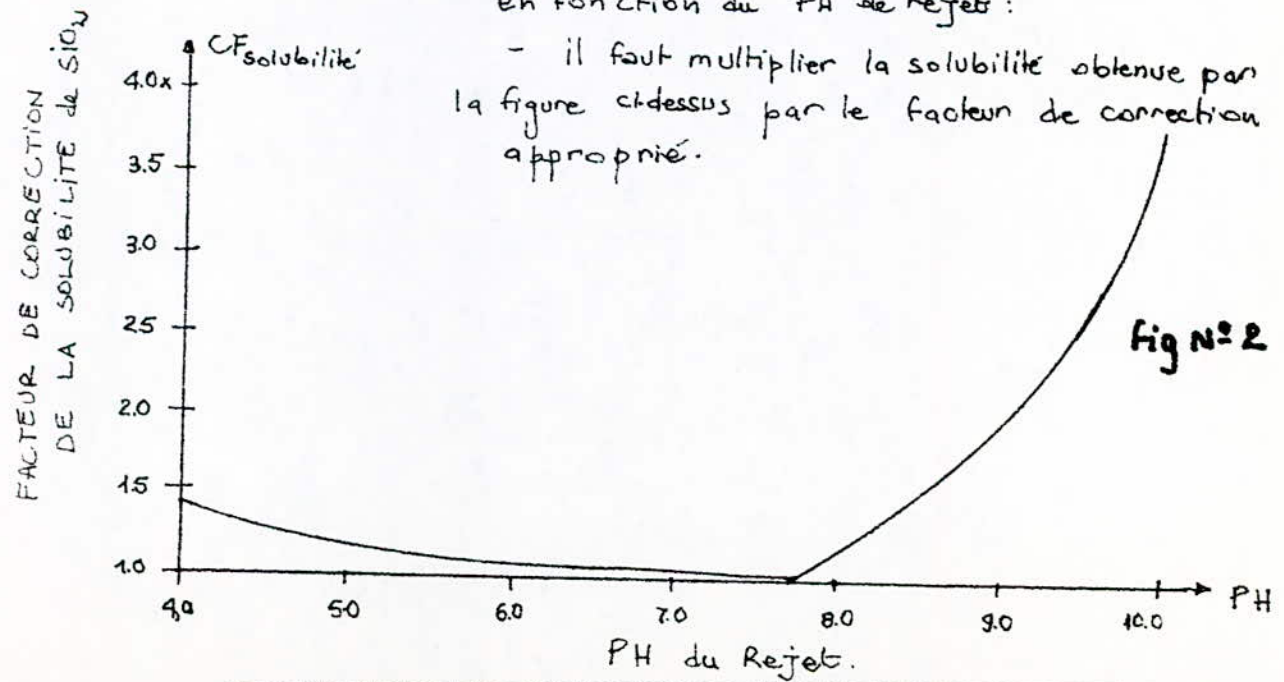
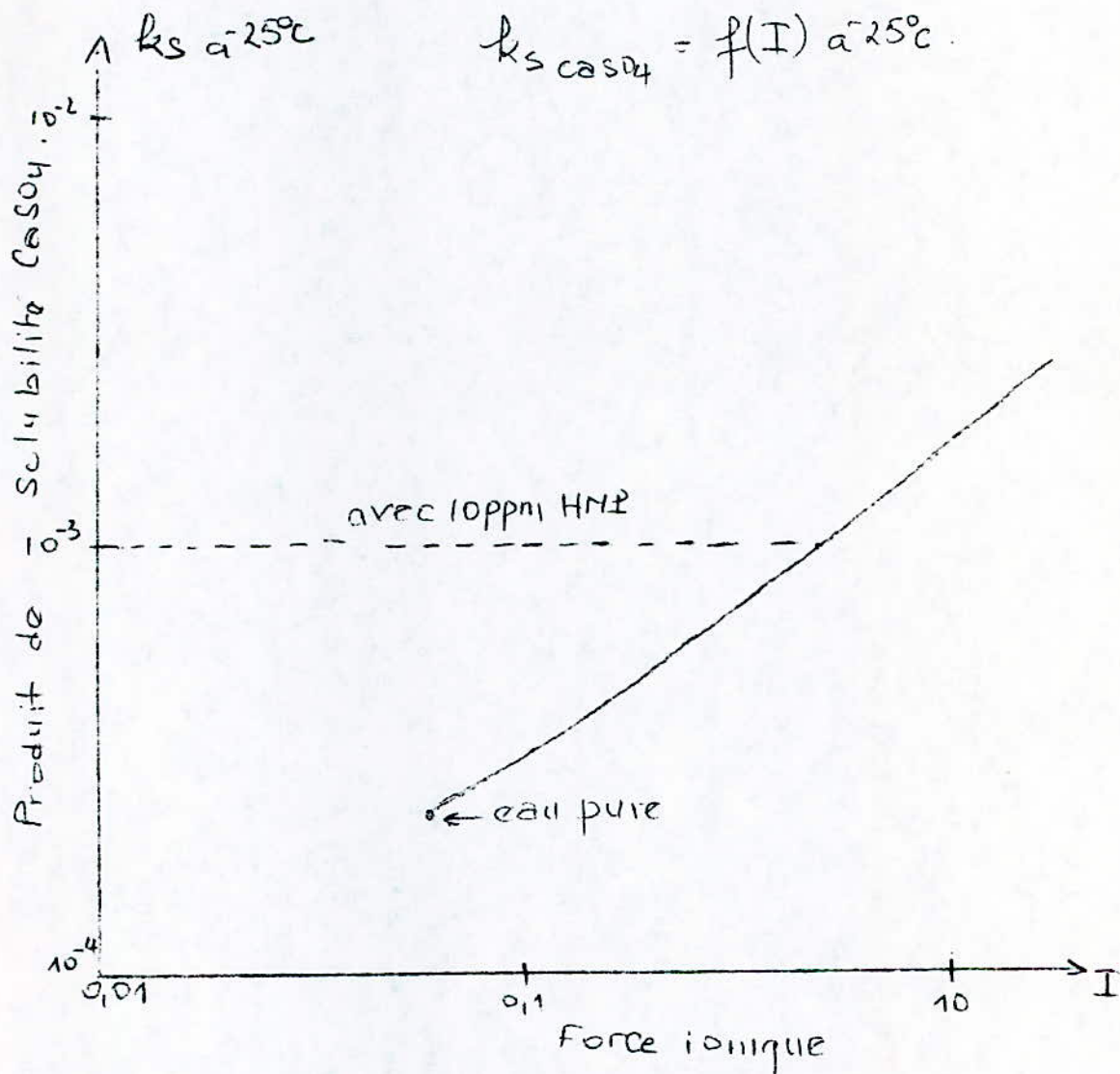


Fig N°2

EFFET DU PH SUR LA SOLUBILITE de la SILICE

fig. N°3



$$k_{s \text{ CaSO}_4} = [\text{Ca}^{2+}] \cdot [\text{SO}_4^{2-}] = \Delta^2 \text{ (moles/l)}^2$$

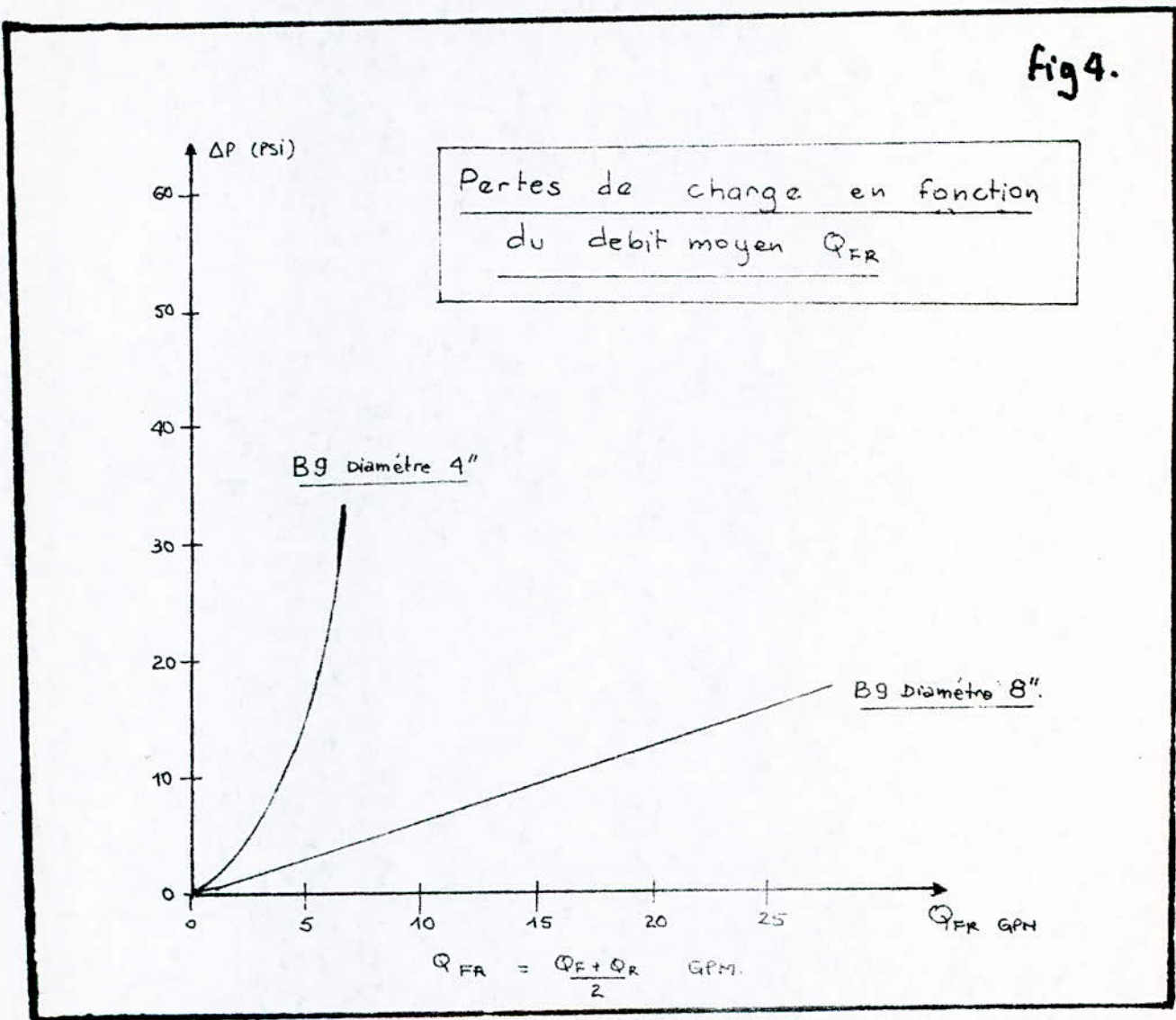
Δ : solubilité moles/l.

Ref: - E. MINTURN : Calcium sulfate scaling in Reverse osmosis of brackish waters by hollow - Fiber and spiral modules.

Rapport N° OKLN - TM 4330 1973.

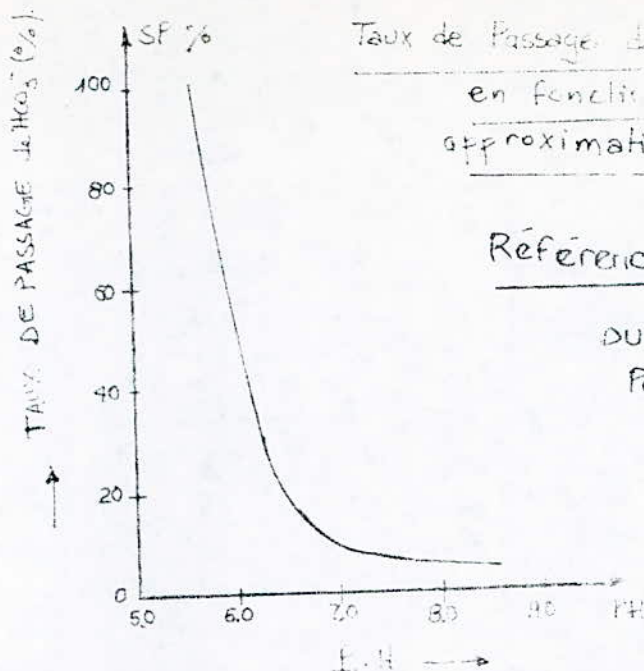
- Bulletin technique N°410 DUPONT COMPANY 1980
Permasep Permeator - GLASGOW.

Fig 4.



Référence: Bultin technique N°502 Permasep® Perméator
DUPONT COMPANY · WILMINGTON - GLASGOW
1980.

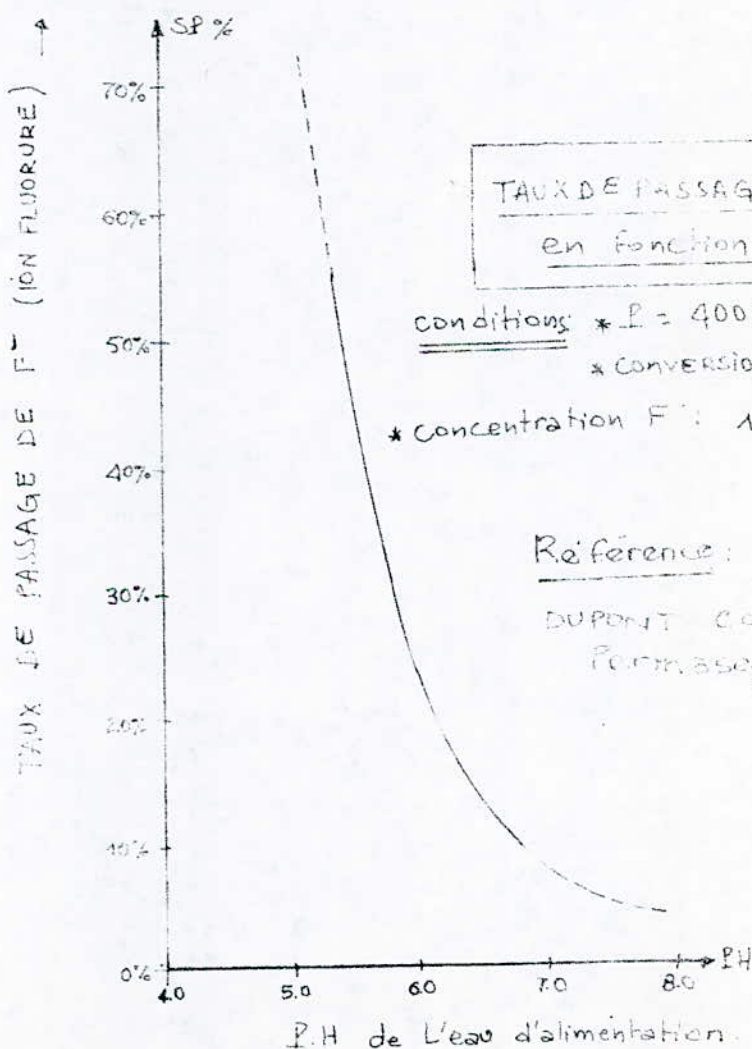
fig 5



Référence : BULTIN TECHNIQUE
N° 510

DUPONT COMPANY
Permassep perméator - 1980.

fig 6



Conditions : * P = 400 psi.
* CONVERSION ~ 75 %

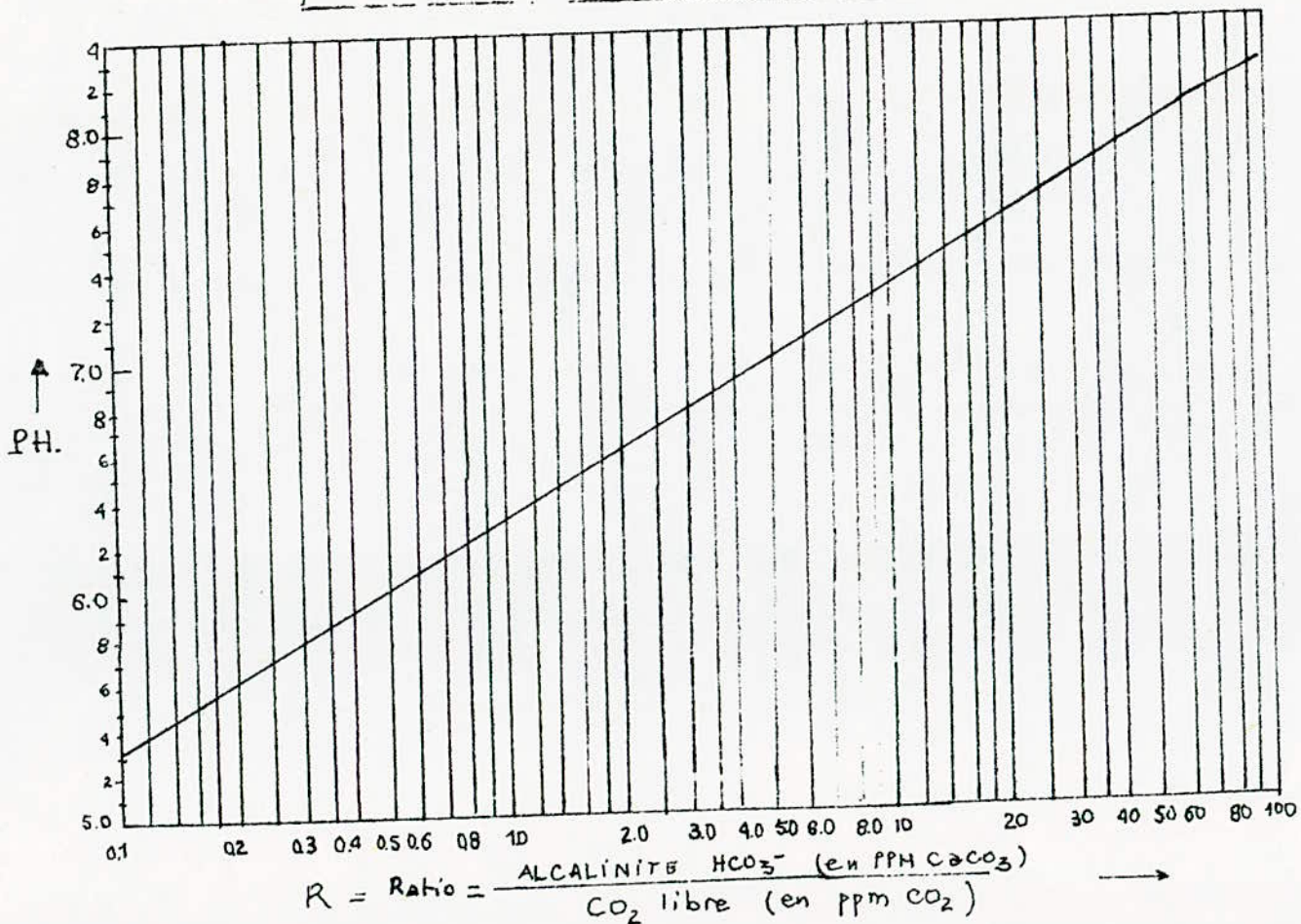
* Concentration F^- : 1-10 ppm F^- .

Référence : Bultin technique
N° 510

DUPONT COMPANY
Permassep Perméator - 1980-

Fig N° 7

EFFET DE L'ALCALINITE BICARBONNATEE (HCO_3^-)
SUR LE PH.



Référence: Bulletin technique N° 410
DUPONT COMPANY. -1980-

LISTE DES REFERENCES

- 1) - Diagramme de Mollier pour la vapeur d'eau: E. SCHMIDT
Munich. RFA
Fig 653. Dégremont 1978.
- 2 - MEMENTO TECHNIQUE DE L'EAU DÉGREMONT 1978 page 1108.
- 3 - P. WUITIER Raffinage et Génie Chimique 1972
Ed. TECHNIC. TOME II.
- 4 - TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR C 830 construction.
- 5 - Données prises à la SONAGATHER DEM. Mohammed V ALGER.
- 6 - A. DĂSCĂLESCU Le séchage et ses applications industrielles
p. 303-9 (DUNOD PARIS 1969).
- 7 - P. WUITIER. Raffinage et Génie chimique TOME II ED. TECHNIC
Partie hydrodynamique.
- 8 - Ind. Filter and pump Mfg Co Perry 1975 CHEM. HANDBOOK.
- 9 - CHEMICAL ENGINEERING AOUT 1978
RAW WATER TREATMENT IN THE CPI. USA.
- 10 - A. William Kingsbury and W.P. Schomaker
"ion Exchange Pretreatment for a Reverse osmosis Process"
Proceedings 34th International Water Conference
Pittsburgh Oct. 1973.
- 11 - Bulletin technique DUPONT COMPANY WILMINGTON N° 410.
9/1/1977. page 1
- 12 - Bulletin technique DUPONT COMPANY N° 410 page 2.
- 13 - Bulletin technique DUPONT COMPANY N° 410 page 7.
- 14 - MEMENTO TECHNIQUE DE L'EAU DÉGREMONT 1978. page 151.
- 15 - MEMENTO TECHNIQUE DE L'EAU DÉGREMONT 1978 page 150.
- 16 - J. Rodier Analyse de l'eau 1978 DUNOD TECHNIQUE.
- 17 - G. CHARLOT LES REACTIONS CHIMIQUES EN SOLUTION.
Ed. MASSON & Cie 1969 PARIS VI^e page 412.
- 18 - BULTIN TECHNIQUE N° 501 DUPONT COMPANY page 1
9/1/1977.
- 19 - BULTIN TECHNIQUE N° 501 pages 2 et 8
- 20 - BULTIN TECHNIQUE N° 222 DUPONT COMPANY 3/1/1980. USA.
- 21 - BULTIN TECHNIQUE N° 510 page 2 DUPONT COMPANY 9/1/1977.
- 22 - DÉGREMONT 1978 page 371.
- 23 - J. Rodier Analyse des eaux 1978 DUNOD TECH. page 944
(Circulaire du 14 Janvier 1977 J. officiel 9 mars 1977 p. 1274 N° FRANCE)
- 24 - Bulletin technique N° 601 DUPONT COMPANY - 1977
- 25 - Bultins techniques N° 712, 713, 711, 710, 701 DUPONT COMPANY 9/1/1977.

DIMENSIONNEMENT
DE L'UNITE DE DESSALEMENT
D'EAU PAR ELECTRODIALYSE

Calculs de prétraitement

Liste des principaux symboles et unités

SYMBOLES	DESIGNATIONS	UNITES
TH	Titre hydrotimétrique	dégres français
TAC	Titre alcalimétrique complet	degres français
TA	Titre alcalimétrique simple	degres français
SAF	Titre en acides forts	degres français
IS	Titre en acides totaux	degres français
C _g	Titre en gaz (CO ₂)	degres français
m _i	concentration molaire de l'ion i	moles l ⁻¹
m̄ _i	molalité de l'ion i	moles / 1000 gr d'eau
K _{sp}	produit de solubilité apparent	moles ² l ⁻²
s	solubilité de l'ion i	moles l ⁻¹ .
CF	Facteur de correction du produit de solubilité	-
I	Force ionique	moles / 1000 gr d'eau
z _i	valence de l'ion i	-
Y _r	Conversion globale	%
pH _R	pH du Rejet	-
pH _s	pH de saturation de Langelier	-
P _{Ca}	facteur de Langelier dû au calcium	-
p _{alk}	facteur de Langelier dû aux bicarbonates	-
C	facteur de Langelier tenant compte de la salinité totale et la température.	-
LSI	indice de saturation de Langelier	-
R	Rapport des concentrations de bicarbonate et de CO ₂ libre	-
T	Température	°C.

suite de la liste des symboles.

SYMBOLES	DESIGNATIONS	UNITES
W_p	Énergie de pompage	Kwh/m ³
W_{p1}	Énergie de pompage par module	Kwh/m ³ module
W_{th}	Énergie minimale théorique de désalement	Kwh/m ³
W_T	Énergie totale de désalement	Kwh/m ³
Δc	quantité de sel extrait	Éq.gr/m ³
S_T	Surface totale de transfert	m ²
S_E	Surface de transfert par cellule $S_E = \frac{1}{q} \int a dL$	m ²
q	fraction de membrane utilisée	%
\bar{E}_w	nombre de moles d'eau transportées par osmose et électroendosmose	moles H ₂ O/Éq.gr.
V	Volume d'eau transportée	l/m ³
F	Constante de Faraday = 96500 Coulombs/Éq.gr	Coulombs/Éq.gr
R	constante des gaz parfait	Kwh K ⁻¹ mole ⁻¹
α	rapport de concentrations $\alpha = c_F/c_d > 1$	-
β	rapport de concentrations $\beta = c_F/c_c < 1$	-
n	nombre de modules	-
C_F	concentration de l'eau d'alimentation $C_F = C_{di} = C_{ci}$	Éq.gr/l NaCl
Y	conversion	%

INDICES

indices	significations
AM	Membrane anionique
CM	Membrane cationique
c	compartment de concentration
d	compartment de déminéralisation
W	eau pure
i	entrée L ₀
D	sortie L ₁₀
F	alimentation
R	ringage
M	mélange

EOR:

Electrodialyse à inversion de polarité.

Chapitre: 1 CHOIX DU PROCÉDE ET DU MATÉRIEL "IONICS"

Nous avons vu, pour l'osmose inverse, que les calculs de conception de l'unité s'effectuent en nous basant sur le mode de prétraitement auquel l'eau à déminéraliser doit être soumise.

La conversion Y était le paramètre clé.

Dans le cas de l'ELECTRODIALYSE, les calculs de conception de l'unité s'effectuent sur la base seulement de la qualité de l'eau, de sa quantité, et des caractéristiques des membranes utilisées.

Néanmoins, certains prétraitements physiques sont nécessaires afin d'éviter les risques de colmatage au niveau de l'installation d'ELECTRODIALYSE.

I) Procédé d'électrodialyse à inversion de polarité (EDR)

Ce procédé breveté par la société IONICS CO. USA, présente selon le constructeur beaucoup d'avantages par rapport à l'électrodialyse classique.

Selon le même constructeur, ce procédé :

- ne nécessite aucun prétraitement chimique (comme par exemple, l'acidification, l'inhibition...)
- l'inversion de polarité contrôle continuellement les phénomènes de polarisation et d'entartrage par les sels CaCO_3 , CaSO_4 et autres...
- Prévoit une durée de vie des membranes d'environ dix ans.
- permet une grande conversion d'eau.
- n'utilise pas de hautes pressions.
- l'installation est compacte (encombrement réduit).
- convient pour le traitement des eaux dont la salinité totale est comprise entre 1000 mg/l et 7000 mg/l.

II) Les membranes NEPTON -IONICS. (1)

Ces membranes présentent :

- Un support inerte : FIBRE MODACRYLIQUE (copolymère de PVC 60% et d'acrylonitrile 40%)
- Des sites actifs : greffage de résines échangeuses d'ions.
 - * Pour la membrane anionique AR103 : type AMMONIUM QUATERNAIRE ($-\text{R}_3\text{N}^+\text{H}$).
 - * Pour la membrane cationique CR61 : type SULFONIQUE ($-\text{SO}_3^-$).

Au point de vue fabrication, les deux membranes sont du type homogène (voir les considérations technologiques).

Ces membranes présentent les avantages suivants:

- faible résistance électrique.
- haute sélectivité
- haut point de rupture (force maximale de rupture).
- pontage des fibres renforcé
- stabilité thermique satisfaisante.
- stabilité biologique importante.
- insensibles aux agents oxydants tels que (Cl_2 , ClO_2 , O_3 ...)
- Principales caractéristiques.

1) Membrane anionique AR103 (2)

a) Caractéristiques physiques:

- $T = 65^\circ C$.
- $T_{\text{maximum admissible}} = 95^\circ C$ (pour des brèves périodes)
- $pH < 9$
- densité $13,7 \text{ mg/cm}^3$.
- Point de rupture : 130 psi (10 Kg/cm^2 ou $8,84 \text{ atm}$).
- Capacité d'échange: $1,8 \text{ m}^{\text{eq}}/\text{gr}$ de résine
- transport d'eau : $8 \text{ moles/}^{\text{eq.g}}$

b) Propriétés électriques

concentration eq.g/l	0,01 eq.g/l	0,1 eq.g/l	1,0 eq.g/l	3,0 eq.g/l
Résistance spécifique $\Omega \cdot \text{cm}^2$	18	12	5	2
conductance spé- -cifique $\times 10^3$ $\text{ohm}^{-1} \text{cm}^{-1}$	3,3	5,4	12,0	30,0
Rendement du courant.	0,99	0,95	0,81	-

- #### c) Dimensions :
- Longueur 102 cm .
 - Largeur 46 cm
 - épaisseur $0,6 \text{ cm}$.

2) Membrane cationique CR 61. (3)

a) Caractéristiques physiques:

- $T = 65^\circ C$.
- $T_{\text{max admissible}} = 95^\circ C$ (pour des temps brefs)
- $pH < 11$
- densité : $13,7 \text{ mg/cm}^3$.
- point de rupture : 115 psi ($7,82 \text{ atm}$).
- Capacité d'échange : $2,7 \text{ m}^{\text{eq}}/\text{gr}$ de résine
- Transport d'eau : $\approx 13 \text{ moles/}^{\text{eq.g}}$

b) Propriétés électriques

Concentration en g/l NaCl	0,01	0,1	1,0	3,0
Résistance spécifique en $\Omega \cdot \text{cm}^2$	12	11	4	2
Conductance spécifique en $\Omega^{-1} \cdot \text{cm}^{-1}$	5	6	15	30
Rendement du courant	0,98	0,92	0,76	—

- c) Dimensions :
- Longueur : 102 cm
 - Largeur : 46 cm
 - épaisseur : 0,8 cm

III) Le module IONICS - MARK III. (4)

- Il utilise des espaceurs ou compartiments de type écoulement labyrinthe, de dimensions 102x46 cmxcm.
- Il contient 400 cellules.

- Principales caractéristiques :

- Débit maximum d'eau traitée : 250 000 GPD ($\approx 946 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Pertes de charge maximale : 60 psi ($\approx 4 \text{ atm}$)
- Nombre de cellules maximum : 550.
- η , pourcentage de surface utilisée pour le transfert: 70%

NB: Nos calculs seront fait d'après les hypothèses suivantes:

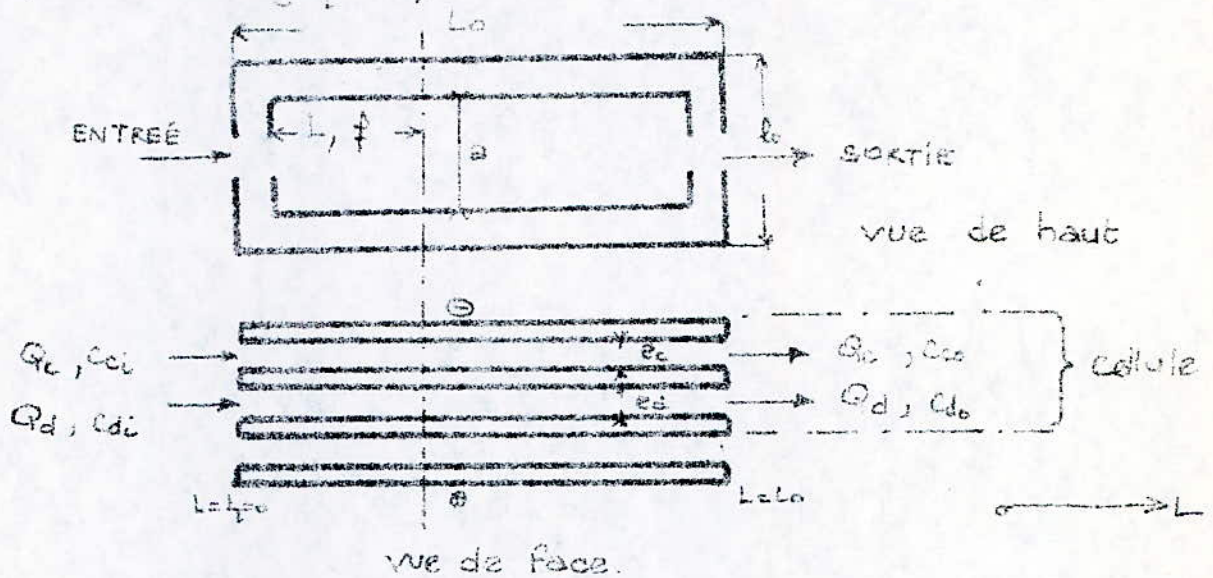
- * Nous ramenons la salinité totale de notre eau à une concentration équivalente exprimée en g/l NaCl.
- * Les paramètres de fonctionnement tels que la conversion de l'eau, la température, sont choisis de telle façon qu'on se rapproche de ceux utilisés pour les installations existantes, fabriquées par le constructeur ionics utilisant le procédé (EDR).

Chapitre:2 LES EQUATIONS DE DIMENSIONNEMENT.

I) Détermination du taux de déminéralisation f_0

Soit une cellule d'électrodialyse de longueur L_0 et de largeur l_0 .

Les flux des solutions dans les circuits de concentration et de déminéralisation sont parallèles (voir considérations technologiques).



a : étant la surface effective de transfert de courant par unité de longueur (cm^2/cm .)

Q_c : débit d'eau dans le circuit de concentration (l/s. cellule)

Q_d : débit d'eau dans le circuit de déminéralisation (l/s. cellule)

C_c, C_d , concentrations dans les circuits de concentration et de déminéralisation respectivement (ex gr/l NaCl)

Si nous négligeons le transport d'eau par les membranes (voir théorie), le bilan de matière le long de la cellule donne.

$$Q_c C_{c0} = Q_c C_{ci} + Q_d C_{di} f \quad (1)$$

où f : est la fraction en sels enlevée en un point quelconque d'abscisse L .

$$f = \frac{C_{di} - C_d}{C_{di}}$$

La concentration du soluté, le long du compartiment de déminéralisation en ce point est:

$$cd_2 = cdi(1-f) \quad (3)$$

Nous posons $q = cdi/c_{di}$ (3) et $\beta = Q_c/Q_d$ (4).

La loi de Faraday nous permet de définir une relation entre le taux de transfert d'électrolyte à travers la membrane et la densité de courant appliquée i .

Elle est définie par:

$$(5) \quad Q_d \cdot n \cdot c_{di} \cdot f = \frac{i A_p \eta n}{1000 f^{\beta}} \quad (5)$$

de l'équation (5) nous tirons f :

$$f = \frac{i A_p \eta}{1000 f^{\beta} Q_d c_{di}}$$

La fraction déminéralisée par unité de longueur au point L dans un intervalle dL de la cellule de déminéralisation est alors:

$$\frac{df}{dL} = \frac{i \eta}{1000 f^{\beta} Q_d c_{di}} \cdot \frac{dA_p}{dL}$$

où $A_p = \int a dL$, il vient:

$$\frac{df}{dL} = \frac{q \eta i}{1000 f^{\beta} Q_d c_{di}} \quad (6)$$

Le potentiel électrique appliqué en ce point L

$$\text{est } V_p = i R_p / 1000 \quad (7) \quad (\text{volts})$$

Des équations (6) et (7), nous tirons:

$$R_p df = \frac{\eta V_p \cdot a}{f^{\beta} Q_d c_{di}} dL \quad (8)$$

a) Résistance spécifique d'une cellule, R_p :

La résistance R_p pour une cellule peut être décomposée comme suit:

$$R_p = R_{cm} + R_{am} + R_e + R_d + R_x \quad (9)$$

avec R_{Mc} : Résistance spécifique de la membrane cationique ($\Omega \text{ cm}^2$)
 R_{MA} : Résistance spécifique de la membrane anionique ($\Omega \text{ cm}^2$)
 R_c : Résistance spécifique dans le circuit de concentration (par cm)
 R_d : Résistance spécifique dans le circuit de déminéralisation (par cm)
 R_x : Résistance spécifique due à la couche limite ($\Omega \text{ cm}^2$).

Les résistances spécifiques R_{Mc} et R_{MA} sont données par :

$R_{Mc} = \int_{Mc} \cdot e_{Mc}$; et $R_{MA} = \int_{MA} \cdot e_{MA}$; et les résistances spécifiques R_d et R_c sont données par :

$$(6) \quad R_d = \frac{1000 \cdot e_d}{\lambda_d \cdot c_d} \quad \text{et} \quad R_c = \frac{1000 \cdot e_c}{\lambda_{Mc} \cdot c_c} \quad R_c, R_d \text{ sont les résistances des solutions}$$

c : concentration (eq.gr/e) λ : conductance équivalente ($\Omega^{-1} \text{ cm}^2 \text{ eq.gr}^{-1}$).

L'expérience a montré que pour un électrolyseur donné, la résistance électrique spécifique R_p pouvait s'exprimer d'une façon simple en fonction de la concentration moyenne C_a des concentrations dans les circuits de déminéralisation (C_d) et de concentration (C_c).

Cette concentration moyenne en un point L donné est définie par :

$$(6) \quad \frac{1}{C_a} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{C_d} + \frac{k}{C_c} \right) \quad \text{où } k = e_c/e_d$$

La résistance R_p est corrélée par une expression de la forme :

$$(6) \quad R_p = \frac{k_1}{C_a} + k_2 - k_3 C_a \quad \text{①①}$$

$$\text{ou bien} \quad R_p C_a = k_1 + k_2 C_a - k_3 C_a^2 \quad \text{①②}$$

k_1, k_2, k_3 constantes qui dépendent de la géométrie de la cellule, du type de la membrane et de la température

$$k_1, k_2, k_3 = f(T, \text{dimensions, membranes}).$$

La résistance spécifique R_p varie avec la température

$$\text{suivant :} \quad (6) \quad R_p(T) = \frac{R_p(T_0)}{1 + m(T - T_0)} \quad \text{①③ (relation générale).}$$

où T : Température °F

T_0 : 70°F. (21°C)

$$\text{avec } T(^{\circ}\text{F}) = \frac{9}{5} T(^{\circ}\text{C}) + 32.$$

Pour des électrolytes forts et des membranes NEPTON

$$m \approx 0,012. \quad (6)$$

- Détermination de la concentration C_a en fonction de f
 La combinaison des équations ① ③ ④ donne :

la concentration C_c dans le compartiment de concentration en un point L donné :

$$C_c = c_{di} \left(\frac{1}{g} + f/\beta \right) \quad (13)$$

La substitution de c_d et C_c données par (2) et (13) dans l'équation (10) donne la concentration moyenne C_a des deux écoulements au point L :

$$C_a = \frac{2c_{di} \cdot (1-f)(\beta + fg)}{\beta(1+gk) + fg(1-\beta k)} \quad (14)$$

La substitution de C_a donnée par l'équation (14), dans l'équation (11) donne la résistance spécifique de la cellule en chaque point L en fonction de f :

$$R_p = \frac{k_1}{2c_{di}} \left[\frac{\beta(1+gk) + fg(1-\beta k)}{(1-f)(\beta + fg)} \right] + k_2 - 2k_3 c_{di} \left[\frac{(1-f)(\beta + fg)}{\beta(1+gk) + fg(1-\beta k)} \right] \quad (15)$$

Pour des concentrations de la solution à dessaler faibles le rendement électrique η , peut être pris constant, le long de la cellule.

Quant le voltage V_p est appliqué sur toute la longueur par une paire d'électrodes, il est constant le long de cette cellule.

En remplaçant R_p donnée par (15) dans l'équation (8) et en intégrant de $L=L_{i=0}$ à L et $f=0$ à f .

L'intégration de (8) donne l'équation :

$$\begin{aligned} \left(\frac{V_p A_p}{Q_d S_c} \right) = & \frac{k_1}{2} \left[\frac{1+gk}{1+g/\beta} \ln \left(\frac{1+g/\beta \cdot f}{1-f} \right) - \frac{g/\beta + gk}{1+g/\beta} \ln (1-f)(1+g/\beta f)^{A/g} \right] \\ & + k_2 f c_{di} + 2k_3 c_{di}^2 \left[\frac{gk(1+g/\beta)^2}{(g/\beta - gk)^3} \ln \left(1 + \frac{g/\beta - gk}{1+gk} \cdot f \right) \right. \\ & \left. - \frac{(g/\beta)^2 + gk}{(g/\beta + gk)^2} \cdot f + \frac{g/\beta}{2(g/\beta + gk)} \cdot f^2 \right] \quad (16) \end{aligned}$$

b) Polarisation et facteur de polarisation.

Dans la plupart des applications de l'électrodialyse le plus important facteur limitatif est la densité de courant limite i_{lim} , qui mesure l'importance du phénomène de polarisation (voir théorie).

La polarisation ne se manifeste pas simultanément aux deux membranes, en général.

Pour les membranes NEPTON, la polarisation se manifeste en premier lieu aux membranes anioniques.

Un bon fonctionnement est obtenu par l'augmentation de la vitesse d'écoulement dans le compartiment de déminéralisation.

L'étude expérimentale de la polarisation pour les membranes NEPTON, en utilisant une solution de NaCl avec des compartiments de type labyrinthe fabriqués par IONICS est donnée par la corrélation empirique:

$$(6) \quad (i/cd)_{\text{lim}} = 16500 Q_d^{0,6} \quad (17)$$

Normalement, le facteur de sécurité requis pour un bon fonctionnement tenant compte de la polarisation est de 0,7 généralement. (6)

Comme, les membranes NEPTON présentent encore une polarisation approximativement à 70% du facteur de polarisation $(i/cd)_{\text{lim}}$, due aux ions Na^+ et SO_4^{2-} , alors le facteur de sécurité requis, admis par le constructeur est de 50%. (6)

Alors (i/cd) de fonctionnement est:

$$(i/cd) = 0,5 (i/cd)_{\text{lim}} \quad (18)$$

La valeur de ce rapport à la sortie du canal est

$$(i/cd)_0 = \frac{i_0}{cd_0} = \frac{1000 V_p}{R_p c d_0} = \frac{1000 V_p}{R_p c d_i (1-f_0)} \quad (19)$$

Pour éviter le phénomène de polarisation, le voltage appliqué par cellule doit être tel que la valeur limite de sécurité (i/cd) ne doit pas être dépassée quelque soit le point du canal d'écoulement de la cellule.

La capacité maximale de déminéralisation par unité de surface de membrane est obtenue par un étagement de piles de membranes.

Le voltage appliqué pour chaque étage est ajusté alors que la limite de sécurité de i/cd est juste acquise à la sortie de l'empilement.

$$(i/cd) = (i/cd)_0 = 0,5 (i/cd)_{\text{lim}} \quad (20)$$

Chaque étage acquiert alors approximativement la même fraction déminéralisée.

En tirant V_p de (19) et en le substituant dans l'équation (16) nous aurons alors la fraction déminéralisée à la sortie de l'empilement ou de la cellule, f_0 , en fonction des paramètres géométriques de la cellule, du débit Q_d , de la surface effective de transfert A_p .

Cette équation de f_0 est:

$$\frac{\eta (i/cd)_0 A_p}{f_0^0 Q_d 1000} = \frac{\frac{k_1}{2} \left[\frac{1+gk}{1+g\beta} \ln \left(\frac{1+g/\beta \cdot f_0}{1-f_0} \right) - \frac{g/\beta + gk}{1+g/\beta} \ln \left(\frac{1-f_0}{1+g/\beta f_0} \right)^{\beta/g} \right]}{\frac{k_1}{2} \cdot \frac{(\beta + gk) + f_0 g(1-\beta k)}{\beta + f_0 g} + k_2 cdi(1-f_0) - \frac{2k_3 cdi^2(1-f_0)^2 (\beta + f_0 g)}{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}} + \frac{k_2 f_0 cdi + 2k_3 cdi^2 \left[\frac{gk(1+g/\beta)^2}{(g/\beta - gk)^3} \ln \left(\frac{1+g/\beta - gk \cdot f_0}{1+gk} \right) - \frac{(g/\beta)^2 + gk}{(g/\beta + gk)^2} f_0 + \frac{g/\beta}{2(g/\beta + gk)} \frac{f_0^2}{f_0} \right]}{\frac{k_1}{2} \frac{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}{(\beta + f_0 g)} + k_2 cdi(1-f_0) - \frac{2k_3 cdi^2(1-f_0)^2 (\beta + f_0 g)}{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}}$$

(21)

η , $(i/cd)_0$, A_p , Q_d , cdi , g , β , k , sont connus, d'où nous tirons f_0 par approximations successives (Méthode de DICOTOMIE).

Le nombre total d'étages requis(s) pour avoir une déminéralisation donnée peut être calculé par.

$$(1 - f_s) = \underbrace{(1 - f_{01})(1 - f_{02}) \dots (1 - f_{0i})}_{s \text{ fois}} \quad (22)$$

Comme chaque étage acquiert approximativement la même fraction déminéralisée, donc nous pouvons approximer la relation (22) par

$$(1 - f_s) \approx (1 - f_{01})^s \quad (23)$$

où f_{01} : fraction déminéralisée au 1^{er} étage.
 f_s : fraction déminéralisée pour s étages considérés.

II) Consommation d'énergie:

1) Énergie minimale théorique

L'énergie minimale théorique nécessaire pour obtenir à partir d'une solution saline de concentration C_F , une solution de concentration plus faible C_F/α , avec $\alpha > 1$ et une solution de concentration plus forte C_F/γ avec $\gamma < 1$ est donnée par la relation:

$$(7) W_{th} = 2 \cdot 10^3 RT C_F \left(1 - \frac{1}{\alpha} \right) \left(\frac{\ln \gamma}{\gamma - 1} - \frac{\ln \alpha}{\alpha - 1} \right) \quad (23)$$

W_{th} : énergie minimale théorique (KWh/m³).

2) Énergie réelle nécessaire au dessalement:

L'énergie minimale théorique calculée par (23) correspond du point de vue thermodynamique à un procédé idéal entièrement réversible.

En réalité l'énergie nécessaire est nettement supérieure à l'énergie théorique (≈ 2.0 fois plus), par suite de nombreuses irréversibilités du système dues:

- aux pertes d'énergie par effet joule
- à la résistance électrique des éléments qui composent le module (membranes, compartiments, solutions)
- à la consommation d'énergie due aux réactions d'électrodes.
- à la consommation d'énergie des auxiliaires, énergie de pompage dues aux pertes de charge.
- l'efficacité électrique inférieure à 1, à cause de la sélectivité non parfaite des membranes, et les fuites de courant.

La consommation d'énergie par m³ d'eau produite W_1 est calculée par:

$$W_1 = \frac{I_s^2 \cdot r_s}{Q_d \cdot n} \quad \text{watt h/m}^3 \quad (6) \quad \text{si } Q_d = (\text{m}^3/\text{h} \cdot \text{cellule}).$$
$$= \frac{A_p^2 r_s i^2}{Q_d n 10^6} \cdot \frac{1}{3600} \quad (24) \quad (\text{Kwh/m}^3) \quad \text{si } Q_d = (\text{l/s cellule}).$$

où r_s : est la résistance électrique (Ω) de la pile de membranes contenant n cellules.

En combinant les équations (6) et (24), nous aurons

$$W_1 = \frac{1}{3600} \frac{i A_p r_s c d i f e \rho}{1000 q n} \quad (\text{Kwh/m}^3) \quad (25)$$

En multipliant et divisant W_1 par $cd = cd_i(1-f_0)$ et en remarquant que $\frac{L}{A} = R_p$ ($\Omega \cdot cm^2$), nous avons:

$$(25) \quad W_1 = \frac{2,77 \times 10^{-7} (1/cd) \cdot R_{ps} \cdot cd_i^2 \cdot f_0(1-f_0) \cdot I^2}{1} \quad (kwh/m^3)$$

Une autre façon de calculer cette énergie de dessalement :

Pour un électrodialyseur comportant un nombre de cellule supérieur à 100, nous pourrions négliger les pertes d'énergie aux électrodes et ne considérer que l'énergie dépensée sous forme de chaleur due aux résistances électriques des éléments composant le module.

L'énergie nécessaire pour le dessalement d'un m^3 d'eau aura pour valeur:

$$(26) \quad W_1 = \frac{V_p \cdot \Delta c}{37,3} \quad (kwh/m^3)$$

où V_p : potentiel appliqué / cellule volt/cellule.

Δc : quantité de sel extraite ($eq/gr/m^3$ NaCl).

$$\Delta c = (C_e - C_e/\alpha) \times 1000 = 10^3 C_e (1 - 1/\alpha) \quad (27)$$

C_e : concentration de la solution saline à l'entrée du module.

η rendements électriques

1) Énergie de pompage: Nous en distinguons 2 sortes :

a) Celle correspondant à la perte de charge à travers les modules. W_{p1}

En première approximation, dans le cas d'un procédé continu, en supposant qu'il n'y a pas de transport d'eau, que les débits des circuits de déminéralisation et de concentration sont égaux, que le rendement du groupe électropompe est de 70%, que la densité de la solution est environ 1, l'énergie de pompage correspondant aux pertes de charge par module est

$$(28) \quad W_{p1} \approx 2 \times 3,6 \times 10^{-2} \Delta p \quad (kwh/m^3) \quad (28)$$

où Δp : pertes de charge à travers le module (atm).

alors $W_{p1} = \alpha \cdot E_{p1}$ (29) où α : nombre de modules.

Chapitre 3 GENERALITES SUR LE PRE TRAITEMENT EN ELECTRODIALYSE

On peut classer les éléments gênants en électrodialyse en 4 groupes.

I) Les produits organiques: Ils sont à l'état colloïdal, légèrement chargés (souvent négativement), viennent se déposer contre les membranes (surtout anioniques) comme par exemple l'acide ou les sels humiques, qui sont très nuisibles -

On peut y remédier, en faisant un lavage pendant quelques heures avec NaOH (0,1N - 0,5N). (11)

II) Les poisons des membranes: le Fer Fe^{2+} , Mn^{2+} constituent de véritables poisons pour les membranes d'électrodialyse.

Ces ions restent bloqués à l'intérieur des membranes du fait de leur valence élevée ou bien de leur taille, et y précipitent souvent, ce qui augmente la résistance électrique, diminue le rendement électrique et par fois même provoquent des dommages irréparables des membranes.

les concentrations admises sont:

- $Fe^{2+} \leq 0,3 \text{ mg/l}$ (12)
- $Mn^{2+} \leq 0,3 \text{ mg/l}$.

On évite ce problème par déferrisation -démanganisation préalable de l'eau à traiter.

III) Les éléments entartrants: On peut avoir un phénomène d'entartrage dans le circuit de concentration par suite de précipitation des composés tels que $CaCO_3$, $CaSO_4$, $MgCO_3$ etc..., due aux variations locales du pH sous l'effet de la polarisation.

On peut éviter ce risque soit par:

- Traitement chimique qui élimine Ca^{2+} , HCO_3^- comme c'était le cas en osmose inverse.

- Contrôle de la polarisation en inversant périodiquement les polarités (3 à 4 fois par heure de durée d'une minute à chaque fois). (13)

L'anode devient cathode, le circuit de déminéralisation devient circuit de concentration et inversement, ce qui enlèvera tout dépôt de tartre sur les membranes.

L'eau de production "rincera" alors les membranes en entraînant les dépôts, et ceci pour des brèves périodes.

Cette méthode est plus économique que la 1^{ère}.

D'ailleurs ce procédé contrôle aussi le colmatage des membranes par les produits organiques ce qui diminuerait la fréquence de lavage des membranes et des modules.

IV) Elimination des matières en suspension:

Une préfiltration sur sable et charbon suffit, toutefois il est prudent de prévoir une microfiltration de sécurité sur cartouches.

Pour notre cas, les seuls prétraitements à effectuer sont de nature physique. Les traitements chimiques ne sont pas nécessaires.

En effet, l'eau après avoir été détendue à 1 bar refroidie à 37°C (température utilisée par le constructeur), entre dans une série de filtres multimedia (charbon + sable), dans les filtres à cartouches, ce qui constitue l'étape ultime de prétraitement.

Le contrôle du colmatage et d'entartrage se fait automatiquement par l'inversion périodique de la polarité.

En résumé:

La chaîne de prétraitement comprend:

- 1) Détente à 1 bar
- 2) Refroidissement de l'eau de 55°C à 37°C
- 3) Filtration rapide sur sable et charbon
- 4) Microfiltration sur cartouches.

Pour le dimensionnement de la station de refroidissement et de la filtration, il faut se référer à l'osmose (Nous utilisons les mêmes filtres et la même refroidissement).

Chapitre 4: LES CALCULS DE L'INSTALLATION

I) Choix des paramètres de fonctionnement:

- Nous utilisons les membranes NEPTON AR103 et CA91.
- Des modules MARK III comportant 400 cellules chacun.
- Les dimensions du compartiment ionique sont 102×46 cm x cm.

Sous ces conditions la relation de la résistance spécifique appliquée R_p est:

$$(6) \quad R_p C_a = 2,4 + 45 C_2 - 40 C_3^2 \quad \text{à } 70^\circ\text{C (soit } 21^\circ\text{C)}$$

d'où

$$\begin{aligned} k_1 &= 2,4 \\ k_2 &= 45 \\ k_3 &= 40 \end{aligned}$$

- La température choisie est 57°C

C'est la température maximale utilisée par le constructeur DYNIS dans la conception de ses installations.

Nous prenons la plus grande température car la résistance électrique diminue avec la température, par conséquent la conductivité augmente, donc le transfert de courant augmente.

Cependant ce choix de la plus grande température reste limité à cause du phénomène de polarisation qui devient plus important, quand la température augmente.

- la conversion choisie est 80%, c'est la plus grande conversion obtenue, en utilisant le matériel ionique.

- $e_d = e_c = 1$

- $\eta_{pe} = 0,95$ (rendement électrique des membranes cathodiques et $e_{cd} = \frac{2234}{1000} \cdot \frac{1}{53,5} = 0,033$ eq/gr / 2 NaCl.)

- $\eta_{ps} = 0,97$ (rendement électrique des membranes anodiques et $e_{cd} = 0,033$ eq/gr / 2 NaCl.)

voir courbes N2 2 et 3

$$S_T = S_{ma} + S_{mc} \quad (\text{m}^2) \quad (35)$$

$$(27) \quad S_{ma} = S_{mc} = \frac{nI}{10 \cdot i \cdot q} \quad (36)$$

avec q : fraction de membrane utile (%)

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

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

La substitution de I dans (36) et la combinaison de (34) et (35) donnent :

$$S_T = 2 \cdot \frac{26,8}{10} \cdot \frac{q \Delta c}{i \cdot q} = 5,36 \frac{Q \Delta c}{i \cdot q} \quad (37)$$

Pour calculer le nombre de cellules, il faut diviser la surface totale S_T par la surface de transfert d'une cellule S_c

$$n = \frac{S_T}{S_c} \quad (38)$$

$$S_c = A_p / q = \int_0^L a \, dL / q = \int_0^L \frac{a_0 q}{q} \, dL$$

$$S_c = l_0 \cdot L_0 \quad (39)$$

IV) Evaluation du transport d'eau à travers les membranes :

Le volume transporté par m^3 de solution traitée est donné par :

$$(40) \quad V = \bar{E}_w \frac{\Delta c \cdot i t}{1000} \quad (40)$$

avec $\bar{E}_w = \bar{E}_{w,c} + \bar{E}_{w,a}$ (41) moles d'eau / eq.gr.

où V : volume d'eau transportée par électro-endosmose et par osmose à travers la membrane (ℓ/m^3)

$\bar{E}_{w,c}$: nombre de moles d'eau transportées à travers la membrane cationique (moles H_2O / eq.gr.)

$\bar{E}_{w,a}$: nombre de moles d'eau transportées à travers la membrane anionique (moles H_2O / eq.gr.)

En conclusion, les principaux facteurs déterminants qui régissent le dimensionnement de l'installation d'électro-dialyse sont, comme on le constate, la densité de courant limite et la fraction déminéralisée f .

b) Celle correspondant à la perte de charge des différents auxiliaires (filtration, ringage etc...), W_{p2} .

$$\text{donc } W_p = W_{p1} + W_{p2} \quad (31)$$

Une autre formule plus générale permet d'avoir l'énergie de pompage (Wh/m^3).

$$(10) W_p = \frac{27,2}{\eta_p} \frac{\Delta P_T}{Q_d} \cdot (Q_d + Q_c + Q_R) \quad (32)$$

où ΔP_T : perte de charge totale (en atm).

Q_c : débit dans le circuit de concentration (m^3/h)

Q_d : débit dans le circuit de déminéralisation (m^3/h)

Q_R : débit de ringage des électrodes (m^3/h).

η_p : rendement des pompes

L'Énergie totale de dessalement est $W_T = W_e + W_p$ (33)

2) Puissance: la puissance est donnée par:

$$(6) P/h = \frac{c d^2 f_0 (1-f_0) R_p F^2 Q_d (i/cd)}{10^6 \eta} \quad (35)$$

Elle exprime la puissance consommée par cellule.

III) Calcul de la surface de transfert et le nombre de cellules nécessaires à la déminéralisation.

L'intensité requise pour obtenir le transfert de Q_{AC} $eq.gr/l$ de sel est:

$$(8) I = \frac{26,8 Q_{AC}}{n \eta} \quad (34)$$

Q_d : débit total du circuit de déminéralisation (m^3/h)

I : intensité du courant (Ampère)

n : nombre de cellules.

η : rendement électrique.

26,8 est la constante de Faraday ($Ah \text{ } eq \text{ gr}$).

La surface totale de membrane nécessaire au transfert de Q_{AC} $eq.gr/a$ S_T est :

- Nous prenons le plus défavorable $\eta = 0,95$ à $c_{di} = 0,039 \text{ eq.gr/l}$ au 1^{er} étage.

- $c_{di} = c_{ci} = 0,039 \text{ eq.gr/l} \Rightarrow g_1 = c_{di}/c_{ci} = 1.$

- Nous envisageons de traiter $2700 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau brute.

Pour des raisons de sécurité et d'efficacité de fonctionnement les $2700 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau seront répartis sur deux installations identiques recevant $2700/2 = 1350 \text{ m}^3/\text{j}$.

Chaque installation comporte deux lignes d'alimentation pour respecter le débit maximum admissible par module qui est d'environ $946 \text{ m}^3/\text{j}$ (voir MODULE MARK III)

Donc chaque module reçoit: $1350/2 = 675 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau.

- Dans ce cas $Q_d = \frac{675}{400} \cdot \frac{1000}{3600} \cdot \frac{1}{24} \cdot 0,8 = 0,0156 \approx 0,016 \text{ l/s cellule}$

- $\beta = Q_c/Q_d = 20/80 = 0,25$

- $q = 70\%$ pour le module MARK III.

- $A_p = S_e \cdot q = l_0 \cdot L_0 \cdot q = 46 \times 102 \times 0,7 = 3284,4 \text{ cm}^2$

- $(i/cd)_{lim} = 16500 Q_d^{0,6} = 16500 \times (0,016)^{0,6} = 1380 \text{ mA l}^2 \text{ eq.gr}^{-1} \text{ cm}^{-2}$

d'où $(i/cd)_0 = 0,5 (i/cd)_{lim} = 1380 \times 0,5 = 690 \text{ mA cm}^{-2} \text{ (eq.gr}^{-1} \text{ l)}$.

Nous raisonnons sur une ligne.

Conditions d'entrée, Ligne ①, 1^{er} étage

- $T = 37^\circ\text{C}$
- $Q_d = 0,016 \text{ l/s cellule}$
- $c_{di} = c_{ci} = 0,039 \text{ eq.gr/l}$
- $\eta = 0,95$
- $k = 1$
- $g_1 = 1$
- $\beta = 0,25$
- $(i/cd)_0 = 690 \text{ mA/cm}^2 \times \text{eq.gr}^{-1} \text{ l}$

Nous devons obtenir une salinité résiduelle $\leq 500 \text{ ppm}$

II) Calcul des taux de sel enlevé f_i par étage et le nombre d'étages nécessaires:

A la température de 21°C (70°F), la résistance spécifique par cellule est donnée par:

$$R_{p(70)} \text{ Ca} = 2,4 + 45 \text{ Ca} - 40 \text{ Ca}^2$$

d'où $R_{p(70^\circ\text{F})} = \frac{2,4}{\text{Ca}} + 45 - 40 \text{ Ca}$

En utilisant l'équation (12) $R_p(T) = \frac{R_{p(70^\circ\text{F})}}{1,10 + 0,012(T - 70)}$

avec $T = 37^\circ\text{C} = 98,6^\circ\text{F}$, la nouvelle résistance spécifique est:

$$\text{est : } R_{p(37^\circ\text{C})} = \frac{R_{p(70^\circ\text{F})}}{1,10 + 0,012(98,6 - 70)} = \frac{R_{p(70^\circ\text{F})}}{1,10 + 0,0324}$$

Les nouvelles constantes sont $K_1 = 0,95$
 $K_2 = 45 \times 0,95 = 33,75$
 $K_3 = 40 \times 0,75 = 30$

et par conséquent seront utilisées dans les équations de dimensionnement.

$$\frac{1}{\text{Ca}} \left(\frac{V_{\text{cell}} \right)_0 A_p = \frac{0,95 \times 690 \times 3284,4}{96500 \times 0,016 \times \dots}$$

En remplaçant les facteurs géométriques par leur valeur respective dans l'équation (13) on obtient:

$$F(f_0) = \frac{0,9 \ln \left[\frac{(1 + 4f_0)^{0,15}}{(1 - f_0)^{1,4}} \right] + 1,316 f_0 + 0,908 \left[\dots \right]}{0,9 \frac{0,95 + 0,75 f_0}{0,25 + f_0}}$$

La résolution par approximations successive donne:

$$F(0,6) = -0,038 \neq 0$$

$$F(0,64) = +0,19$$

$$F(0,62) = +0,11$$

d'où $f_{0,1} = 0,6$

$$f_s = \dots$$

Nombre d'étages S :

$$S = \frac{\ln(1 - f_s)}{\ln(1 - f_{0,1})} = \frac{\ln(1 - 0,71)}{\ln(1 - 0,60)}$$

ceci en utilisant l'équation (22).

Si nous voulons que la salinité résiduelle de l'eau soit environ de 500 ppm, il nous faut donc 2 étages

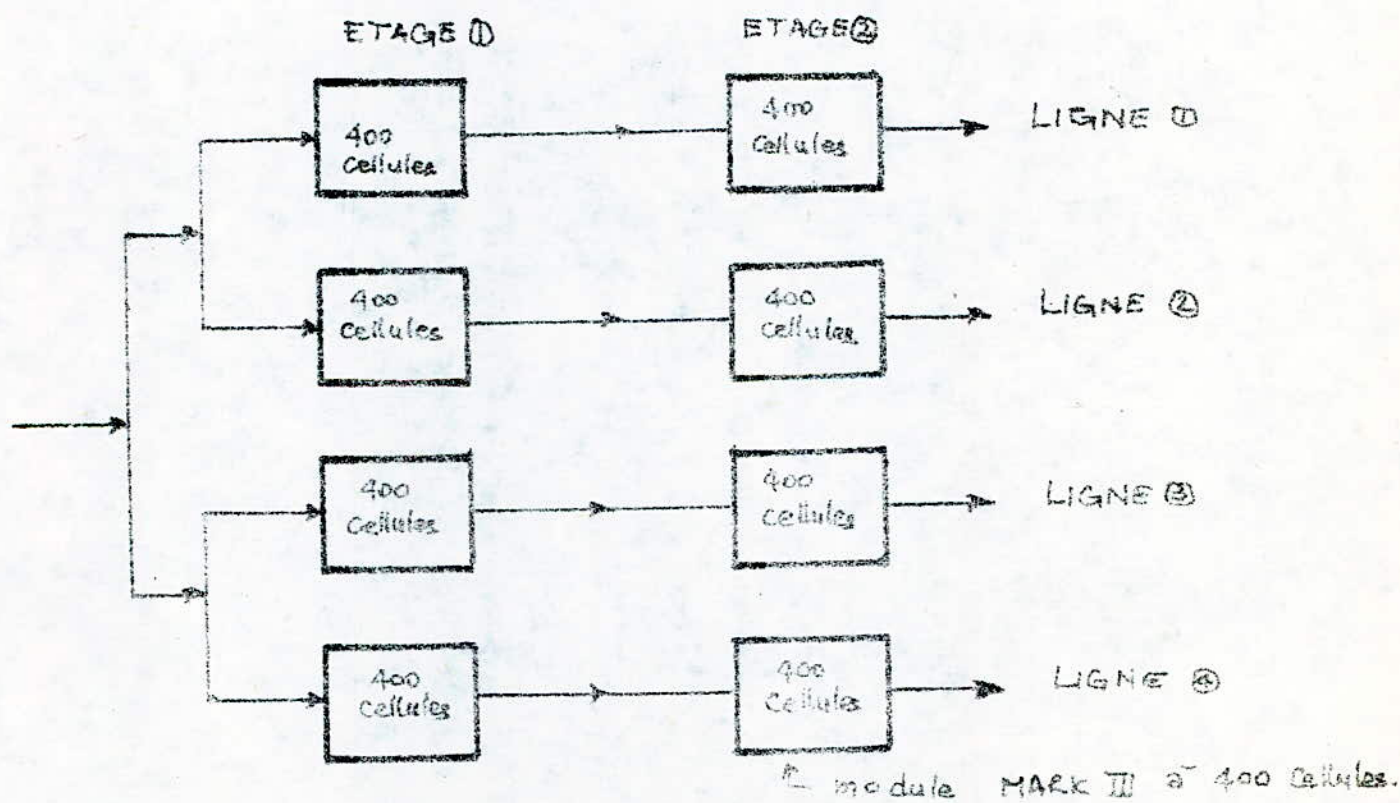
Donc,

pour traiter 2700 m³/j d'eau de salinité de 2294 pptu (0,039 eq.gr NaCl/l) par électrodialyse afin de la déminéraliser à $500 / 1000 \cdot 58,5 = 0,009$ eq.gr/l NaCl;

il nous faut deux installations identiques, contenant chacune 2 lignes d'alimentation et 2 étages (4 modules par installations).

En tout nous aurons $4 \times 2 \times 400 = 3200$ cellules d'électrodialyse à utiliser

Le terme 58,5: masse molaire de NaCl.



Calcul de la surface totale de transfert

-7-

$$Q_d = \frac{2700}{24} \cdot 0,8 \text{ (m}^3/\text{h)}.$$

$$\Delta C = c_{di1} - c_{do5} = (2294 - 500) \times \frac{1}{58,5} = 30,67 \text{ eq.gr/m}^3.$$

$$(i/cd)_0 = 690 = i/\bar{cd} \text{ MA (eq.gr/l)}.$$

avec \bar{cd} : moyenne Logarithmique des concentrations à l'entrée et sortie du circuit de production.

$$\bar{cd} = \frac{(c_{di1} - c_{do5})}{\ln \frac{c_{di1}}{c_{do5}}} \cdot \frac{1}{58,5 \times 1000} = \frac{(2294 - 500)}{\ln \frac{2294}{500}} \cdot \frac{1}{58,5 \times 1000} \approx 0,021 \text{ eq}$$

$$\text{d'où } i = 0,021 \times 690 = 14,49 \text{ mA/cm}^2.$$

$$\text{alors } S_T = 5,36 \frac{Q_d \Delta C}{i \eta \rho} = \frac{5,36 \cdot 2700 \cdot 0,8 \times 30,67}{24 \times 14,49 \times 0,97 \times 0,7} = 1503,7 \text{ m}^2$$

ou une cellule a une surface de transfert de:

$$S_e = L_0 \cdot L_0 = 102 \times 46 \cdot 10^{-4} = 0,4692 \text{ m}^2.$$

donc le nombre total de cellules requis est:

$$n = \frac{S_T}{S_e} = \frac{1503,7}{0,4692} = 3204,8 \approx 3205 \text{ cellules}$$

Remarque: 3205 \neq 3200 cellules, donc la disposition se trouve bien vérifiée.

Calcul de c_{di2} , c_{ci2} au 2^e étage:

$$c_{di2} = c_{di1} (1 - f_0)_1 = 0,039 (1 - 0,6) = 0,0156 \text{ eq.gr/l.}$$

$$c_{ci2} = c_{ci1} = c_{di1} \left(\frac{\beta + f_{01} \rho_1}{\rho_1 \beta} \right) \text{ d'après (13)}$$

$$c_{ci2} = 0,039 \left(\frac{0,25 + 0,6 \times 1}{1 \times 0,25} \right) = 0,1326 \text{ eq.gr/l.}$$

III) Calcul de la tension au 1^{er} étage

- 8 -

$$V_{p1} = \frac{(i/cd)_0 R_{p1} c d_{i1} (1-f_{o1})}{1000}$$

$$R_{p1} = \frac{k_1}{2c d_{i1}} \left[\frac{\beta (1+g_1 k) + f_{o1} g_1 (1-\beta k)}{(1-f_{o1}) (\beta + f_{o1} g_1)} \right] + k_2 - 2k_3 c d_{i1} \left[\frac{(1-f_{o1}) (\beta + f_{o1} g_1)}{\beta (1+g_1 k) + f_{o1} g_1 (1-\beta k)} \right]$$

$$R_{p1} = \frac{1,8}{2 \cdot 0,039} \left[\frac{0,25 \times 2 + 0,6 \times 0,75}{0,4 (0,25 + 0,6)} \right] + 33,75 - 60 \times 0,039 \left[\frac{0,4 (0,25 + 0,6)}{0,25 \times 2 + 0,6 \times 0,75} \right] = 97,4 \frac{\Omega \cdot \text{cm}^2}{\text{cellule}}$$

$$R_{p1} = 97,4 \Omega \text{ cm}^2 / \text{cellule.}$$

$$\text{d'où } V_{p1} = \frac{690 \times 97,4 \times 0,039 \times 0,4}{1000} = 1 \text{ Volt / cellule.}$$

Voltage appliqué à chaque module au 1^{er} étage est:

$$V_p = 400 \times 1 = 400 \text{ volts / module } \approx (380 \text{ volts / module}).$$

IV) Puissance de dessalement au 1^{er} étage

$$P/n = \frac{c d_{i1}^2 f_{o1} (1-f_{o1}) R_{p1} Q_d (i/cd)_0 \mathcal{F}^2}{10^6 \eta_1}$$

$$P_1/n = \frac{(0,039)^2 \times 0,6 \times 0,4 \times 97,4 \times 0,016 \times 690 \times 96500}{0,95 \cdot 10^6} = 0,04 \text{ Kw / cellule.}$$

d'où la puissance au 1^{er} étage:

$$P_1 = 0,04 \times 4 \times 400 = 52,8 \text{ Kw.}$$

V) Calcul de l'énergie pratique de dessalement au 1^{er} étage

$$(W_1)_1 = \frac{2,77 \cdot 10^{-7} (i/cd)_0 R_{p1} c d_{i1}^2 f_{o1} (1-f_{o1}) \mathcal{F}^2}{\eta_1}$$

$$(W_1)_1 = \frac{2,77 \cdot 10^{-7} \times 690 \times 97,4 \times (0,039)^2 \times 0,6 \times 0,4 \times 96500}{0,95} = 0,69 \text{ Kwh / m}^3$$

calculée avec l'autre formule ☹

$$(W_1)_1 = \frac{V_{p1} \Delta C_1}{37,3 \cdot \eta_1} \quad \Delta C_1 = 0,039 \times 0,6 \times 1000 = 23,4 \text{ eq gr / m}^3$$

$$\text{d'où } (W_1)_1 = \frac{1 \times 23,4}{37,3 \times 0,95} = 0,66 \text{ Kwh / m}^3 \neq 0,69 \text{ Kwh / m}^3$$

donc les 2 équations sont équivalentes.

- De la même façon, les calculs pour le 2^{ème} étage ont donné les résultats suivants:

- $C_{di_2} = 0,0156$ éq.gr/l. NaCl
- $C_{ci_2} = 0,1326$ éq.gr/l NaCl
- $\eta_2 = 0,97$ à $C_{di_2} = 0,0156$ éqgr/l (voir courbes N^{os} 2,3).
- $f_{o_2} = 0,53$.
- $C_{do_2} = 0,007332$ éq.gr/l, NaCl, soit 430 ppm
- $C_{co_2} = 0,01565$ éqgr/l NaCl, soit 9153 ppm.
- $R_{p_{o_2}} = 182$ μ cm² / cellule.
- $V_{p_2} = 0,92$ Volts / cellule.
- $V_2 = 368$ volts / module (≈ 360 volts).
- $P_2/n = 0,012$ kW / cellule
- $P_2 = 19,2$ kW.
- $(W_1)_2 = 0,21$ kWh/m³.

Donc la salinité résiduelle obtenue est.

$$C_{do_2} = 430 \text{ ppm} \neq 500 \text{ ppm.}$$

A la sortie du deuxième étage, la salinité résiduelle de l'eau est de 430 ppm, inférieure à la salinité désirée de 500 ppm.

Cette différence est due à la relation approchée que nous avons utilisé pour calculer S , le nombre d'étages, en supposant que dans chaque étage, la fraction déminéralisée est approximativement la même, cela nous a permis d'appliquer la relation: $(1 - f_0) = (1 - f_{o_1})^S$.

Nous savons bien que la salinité de l'eau brute évolue dans le temps et que l'installation d'électrodialyse perd de son efficacité avec le temps (usure des membranes, corrosion des équipements etc...).

Pour avoir toujours une eau produite répondant aux normes internationales (500 ppm) durant la "vie" de l'unité, malgré les problèmes précités, il faudrait ajouter un troisième étage de dessalement qui diminue la salinité de l'eau produite.

Si l'inefficacité du procédé se fait "sentir", nous aurons toujours une eau répondant aux normes.

Cet étage supplémentaire est une sécurité, qui peut être utilisé en cas de panne imprévue au niveau de l'une des étapes au début du fonctionnement de l'installation.

Dans le cas où nous ajoutons le 3^{ème} étage;
les calculs donneront :

- $C_{di_3} = 0,007322$ éq.gr/l. NaCl
- $C_{ci_3} = 0,1565$ éq.gr/l. NaCl
- $\eta_3 = 0,98$ pour $C_{di} = 0,007322$ éq.gr/l NaCl
- $f_{o_3} = 0,48$
- $C_{do_3} = 0,003813$ éq.gr/l NaCl, soit 223 ppm.
- $C_{co_3} = 0,16735$ éq.gr/l NaCl, soit 9790 ppm.
- $R_{P_{o_3}} = 130,58$ Ω cm²/cellule.
- $V_{P_3} = 0,5$ volts / cellule.
- $V_3 = 200$ volts / module (≈ 220 volts)
- $P_{3/n} = 0,003$ Kw / cellule.
- $P_3 = 4,8$ Kw.
- $(W_1)_3 = 0,048$ Kwh/m³.

L'énergie de dessalement sera donc

$$W_1 = (W_1)_1 + (W_1)_2 + (W_1)_3 = 0,169 + 0,21 + 0,048 = 0,427 \text{ Kwh/m}^3$$

$$W_1 = 0,427 \text{ Kwh/m}^3.$$

VI) Calcul de l'énergie minimale théorique :

$$W_{th} = 2 \cdot 10^3 RT (C_f - C_f/d) \left(\frac{\ln \tau}{\tau - 1} - \frac{\ln d}{d - 1} \right) \text{ Kwh/m}^3.$$

$$C_f = 0,039 \text{ éq.gr/l. NaCl.}$$

$$C_f/d = 0,00855 \text{ éq.gr/l (500 ppm)}$$

$$\text{d'où } d = \frac{C_f}{0,00855} = \frac{0,039}{0,00855} = 4,56 > 1.$$

$$C_f/\tau = 0,11 \text{ éq.gr/l NaCl} \quad \text{d'où } \tau = \frac{C_f}{0,11} = \frac{0,039}{0,11} = 0,35 < 1.$$

$$R = 0,00231 \cdot 10^{-3} \text{ Kwh K}^{-1} \text{ mole}^{-1} \text{ (constante des gaz parfaits).}$$

$$\text{d'où } W_{th} = 10^{-3} \times 2 \times 10^3 \cdot 0,00231 (273+57) (0,039 - 0,00855) \left(\frac{\ln 0,35}{0,35-1} - \frac{\ln 4,56}{4,56-1} \right)$$

$$W_{th} = 0,04879 \approx 0,05 \text{ Kwh/m}^3.$$

Soit environ 19 fois moins importante que l'énergie
réellement consommée par l'électrodialyse.

VII) Pertes de charge - Énergie de Pompage.

Nous avons une relation qui donne la vitesse de passage de la solution dans le compartiment de déminéralisation.

$$\text{En effet, } (i/cd)_{lim} = 16500 Q_d^{0,6} = 104192 Q_d^{0,6} \quad (14)$$

où Q_d est la vitesse de passage de la solution dans le circuit de déminéralisation. (cm/s).

$$\text{Pour notre cas } (i/cd)_{lim} = 1380 \text{ } \mu\text{g cm}^{-2} (\text{éq. gr})^{-1} \text{ l.}$$

$$\text{d'où } Q_d = \left(\frac{1380}{104} \right)^{1/0,6} = 44,79 \approx 45 \text{ cm/s.}$$

Pour le compartiment IONICS type labyrinthe, les pertes de charge par module sont fonction de la vitesse

$$(15) \Delta P = k Q_d^{1,7} \text{ (atm)}, \text{ où } k = \text{constante.}$$

L'abaque N° 4, nous donne $\Delta P \approx 1,5 \text{ atm/module}$ pour $Q_d = 45 \text{ cm/s}$.

Nous avons en tout $x = 12$ modules

$$\text{L'équation (30) donne } W_{p1} = x E_{p1}$$

$$\text{et (29) donne } W_{p1} \approx 2 \times 3,9 \cdot 10^2 \Delta P = 2 \times 3,9 \cdot 10^2 \times 1,5 =$$

$$W_{p1} = 0,117 \text{ Kwh/m}^3 \cdot \text{module.}$$

$$\text{d'où } W_{p1} = 12 \times 0,117 = 1,404 \text{ Kwh/m}^3.$$

* L'énergie de pompage due aux filtres.

- La perte de charge dans les filtres multimédia est : 0,05 atm (voir partie dimensionnement osmose inverse, chapitre Filtration) -

- la perte de charge dans les filtres à cartouches est de : $16 \times 0,204 \times 2 = 6,53 \text{ atm}$

0,204 étant la perte de charge par cartouche en atm. (voir filtration).

$$\text{L'Énergie de pompage est alors } W_{p2} = 2 \times 3,915^2 \Delta P$$

$$= 2 \cdot 3,915^2 (\Delta P_{\text{filtres bicouches}} + \Delta P_{\text{filtres à cartouches}}) = 2 \cdot 3,915^2 (6,53 + 0,05) = 0,52 \text{ Kwh/m}^3$$

$$\text{d'où } W_p = W_{p1} + W_{p2} = 1,404 + 0,52 = 1,924 \text{ Kwh/m}^3.$$

Alors l'énergie totale de désalement est $W_T = W_H + W_p = 0,948 + 1,924 =$

$$\boxed{W_T = 2,87 \text{ Kwh/m}^3}$$

- Calcul de l'énergie de Pompage par la formule (32)

$$W_p = 27,2 \frac{\Delta P_T}{\eta_p} \left(\frac{Q_d + Q_c + Q_e}{Q_d} \right)$$

ΔP_T = pertes de charge des modules + pertes de charge des filtres.

$$\Delta P_T = 12 \times 1,5 + 16 \times 2 \times 0,204 + 0,05 = 24,58 \text{ atm.}$$

Si le débit de rinçage par exemple de $10 \text{ m}^3/\text{h}$ et si le rendement des pompes est de 70 %.

$$Q_d = \frac{2700 \cdot 0,8}{24} = 90 \text{ m}^3/\text{h}; \quad Q_c = \frac{2700 \times 0,2}{24} = 22,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

alors
$$W_p = 27,2 \cdot \frac{24,58}{0,70} \cdot \left(\frac{90 + 22,5 + 10}{90} \right) = 1300 \text{ watt h/m}^3$$

$$W_p = 1,3 \text{ kWh/m}^3.$$

dans ce cas
$$W_T = W_1 + W_p = 0,948 + 1,3 = 2,248 \text{ kWh/m}^3$$

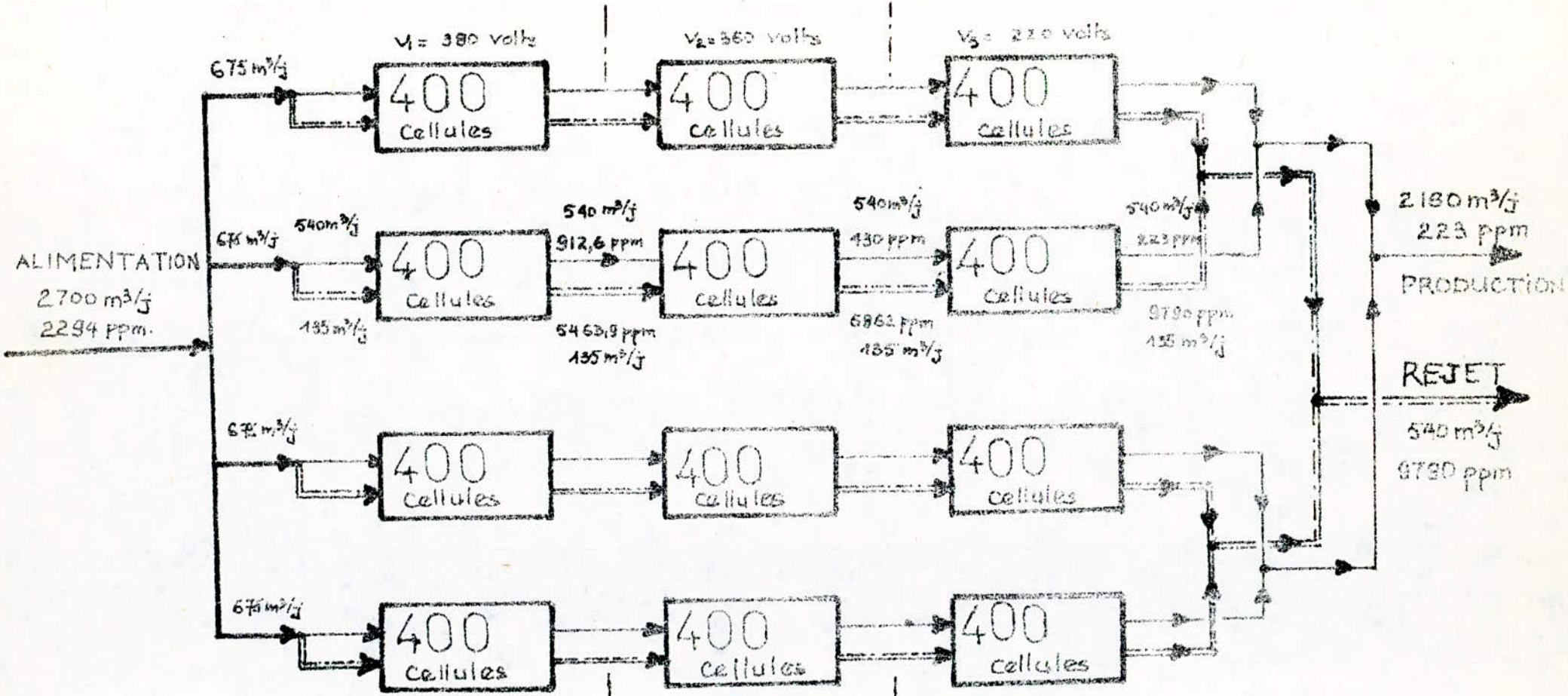
$$W_T = 2,25 \text{ kWh/m}^3$$

L'énergie calculée selon le premier cas ($2,87 \text{ kWh/m}^3$) est légèrement plus importante que celle calculée ci-dessus ($2,25 \text{ kWh/m}^3$).

Nous prendrons pour les calculs économiques le cas le plus défavorable, à savoir $W_T = 2,87 \text{ kWh/m}^3$.

A cette énergie, s'ajoute l'énergie consommée par la tour de refroidissement qu'il faudrait tenir compte lors des calculs économiques.

DISPOSITION DES MODULES



ETAGE 1

ETAGE 2

ETAGE 3

$(W_1)_1 = 0,654 \text{ kWh/m}^3$

$(W_1)_2 = 0,21 \text{ kWh/m}^3$

$(W_1)_3 = 0,048 \text{ kWh/m}^3$

conversion : $\frac{2180}{2700} \times 100 = 80\%$

133

-se. VIII) Transport d'eau par osmose et électroosmose.

$$V = \frac{\bar{E}_w \Delta C \cdot 18}{1000}$$

$\Delta C = 30,67$ eq.gr/l. (quantité de sel enlevée)

$$\bar{E}_w = \bar{E}_{wHA} + \bar{E}_{wMC} = 7 + 11 = 18^{(*)} \text{ moles d'eau / eq.gr.}$$

d'où le volume d'eau transporté à travers les membranes

$$V = \frac{18 \times 30,67 \times 18}{1000} \approx 9,94 \text{ l/m}^3 \text{ d'eau produite.}$$

soit $0,994 \approx 1\%$ de l'eau produite, ce qui est négligeable. Donc nos suppositions antérieures se trouvent vérifiées.

IX) Prévision de la composition d'eau traitée:

Utilisant, l'hypothèse que la répartition des ions dans la solution à traiter et la solution traitée est la même nous pouvons déduire la composition de l'eau traitée connaissant celle de l'eau brute. (16)

Répartition des ions dans l'eau d'alimentation:

Salinité totale : 2294 ppm.

ELÉMENTS	concentrations ppm.	%
Ca^{2+}	206	9,00
Mg^{2+}	143	6,23
Na^+	295	12,86
K^+	33	1,44
SO_4^{2-}	1025	44,68
Cl^-	425	18,53
HCO_3^-	165	7,19
Salinité totale	2294	99,93

$$\% = \frac{C(\text{ppm}) \times 100}{2294}$$

(*) voir Propriétés principales des membranes.

Composition de l'eau traitée par électrodialyse.
Salinité Totale résiduelle : 223 ppm.

ELEMENTS	concentrations PPM	%
Ca^{2+}	20,1	9,00
Mg^{2+}	13,9	6,23
Na^+	28,7	12,86
K^+	3,2	1,44
SO_4^{2-}	99,6	44,68
Cl^-	41,3	18,53
HCO_3^-	16,0	7,19
salinité totale	222,8 \approx 223	\approx 100

$$c \text{ (ppm)} = \frac{\% \times 223}{100}$$

Fer : traces

Mn : traces

Matières organiques : traces.

Conductivité spécifique : $223 / 0,715920 \approx 312 \mu S/cm \cdot ()$
 $T = 20^\circ C$

$T = 37^\circ C$.

Pour avoir une eau à une salinité ≤ 500 ppm, on se propose de faire un appoint d'eau de rjet.

Quantité d'eau à ajouter:

Bilan matière : $Q_n = Q_R + Q_d$

$$C_n Q_n = C_R Q_R + C_d Q_d$$

$$Q_d = 2160 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$C_n = 450 \text{ ppm} \cdot (*)$$

$$C_R = 9790 \text{ ppm}$$

$$C_d = 223 \text{ ppm}$$

$$\text{d'où } Q_R = Q_d \cdot \frac{C_n - C_d}{C_R - C_n} = 2160 \cdot \frac{450 - 223}{9790 - 450}$$

$$Q_R \approx 52 \text{ m}^3/\text{j}$$

donc, la quantité d'eau produite: $2160 + 52 = 2212 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau de salinité de 450 ppm.

(*) C_n est prise inférieure ≈ 500 ppm, (450 ppm) pour éviter que la salinité totale résiduelle ne dépasse les 500 ppm lors du post-traitement.

Evaluation de la composition chimique du rejet.

Bilan de matière sur un ion donné. (i).

$$C_{Fi} \cdot Q_F = C_{Pi} Q_P + C_{Ri} Q_R$$

où : C_{Fi} : concentration de l'ion i dans l'alimentation (ppm)
 C_{Pi} : concentration de l'ion i dans la production (ppm)
 C_{Ri} : concentration de l'ion i dans le rejet.

De l'équation ci-dessus, nous tirons :

$$C_{Ri} = \frac{C_{Fi} Q_F - C_{Pi} Q_P}{Q_R}$$

avec $Q_F = 2700 \text{ m}^3/\text{j}$
 $Q_P = 1960 \text{ m}^3/\text{j}$
 $Q_R = 540 \text{ m}^3/\text{j}$

Evaluation de la composition chimique de l'eau mélangée :

De la même façon, la concentration de l'ion i dans le mélange est :

$$C_{Mi} = \frac{C_{Pi} Q_P + C_{Ri} Q_R}{Q_R + Q_P} \quad \text{où } q_R = 52 \text{ m}^3/\text{j}.$$

IONS i	C_{Fi} (ppm) eau brute	C_{Pi} (ppm) eau produite	C_{Ri} (ppm) rejet	C_{Mi} (ppm) eau mélangée	eau post-traitée (ppm)
Ca^{2+}	206	20,1	949,6	40,1	40,1
Mg^{2+}	143	13,9	659,4	27,8	27,8
Na^+	295	28,7	1360,2	57,4	60,5
K^+	33	3,2	152,2	6,4	6,4
SO_4^{2-}	1025	99,6	4726,6	199,4	199,4
Cl^-	425	41,3	1959,8	82,7	82,7
HCO_3^-	165	16,0	761,0	32,1	32,1
Salinité totale	2294	223	10570	446	450

Chapitre: 5 POST-TRAITEMENT

Ce post-traitement, pour le cas de l'électrodialyse se limite à une stérilisation par l'hypochlorite de sodium.

Nous utilisons du NaClO à 13%.

Nous dosons toujours à une quantité de $2 \text{ g Cl}_2 \text{ actif/m}^3$ d'eau produite, de telle façon qu'après désinfection, il ne reste qu'environ $0,5 \text{ g Cl}_2$ actif par m^3 d'eau produite.
(voir osmose inverse).

La quantité de NaClO est de 10 g NaClO/m^3 à 13% ; soit un appoint de Na^+ : $\frac{10 \times 23}{74,5} = 3,08 \approx 3,1 \text{ ppm}$,
et $\frac{10 \times 51,5}{74,5} = 6,9 \approx 7,0 \text{ ppm}$ de ClO^- .

pH de rejet :

$$\text{pH}_R = \text{pH}_{\text{alimentation}} + \text{Log}_{10} \frac{1}{1-\gamma} \quad (16)$$

$$\text{pH}_R = 6,6 + \text{Log}_{10} \frac{1}{1-0,8} = 7,298 \approx 7,3.$$

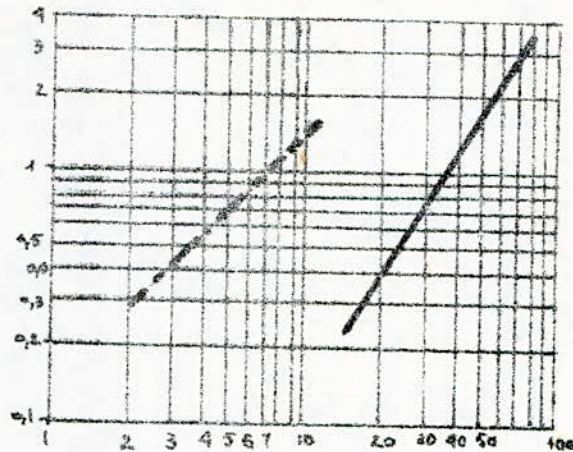
D'après le constructeur, le pH de l'eau produite est estimé aux environs de 7,0.

Pertes de charge d'un module d'électrodialyse en fonction de la vitesse du liquide

— Modéle IONICS
écoulement
labyrinthe

- - - Modéle ICI
écoulement
en nappe

→ ΔP (Pertes de charge (atm)) →

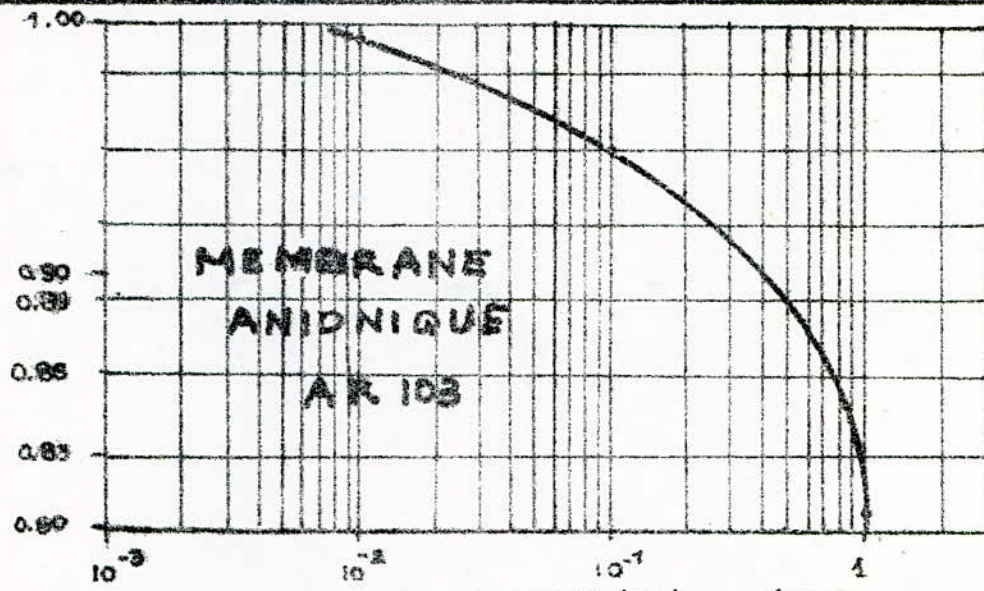


Référence:
MANUEL OPERATOIRE
IONICS INC
1967.

courbe 1

→ v_d vitesse du liquide (cm/s) →

→ Rendement η_{MC} du courant →

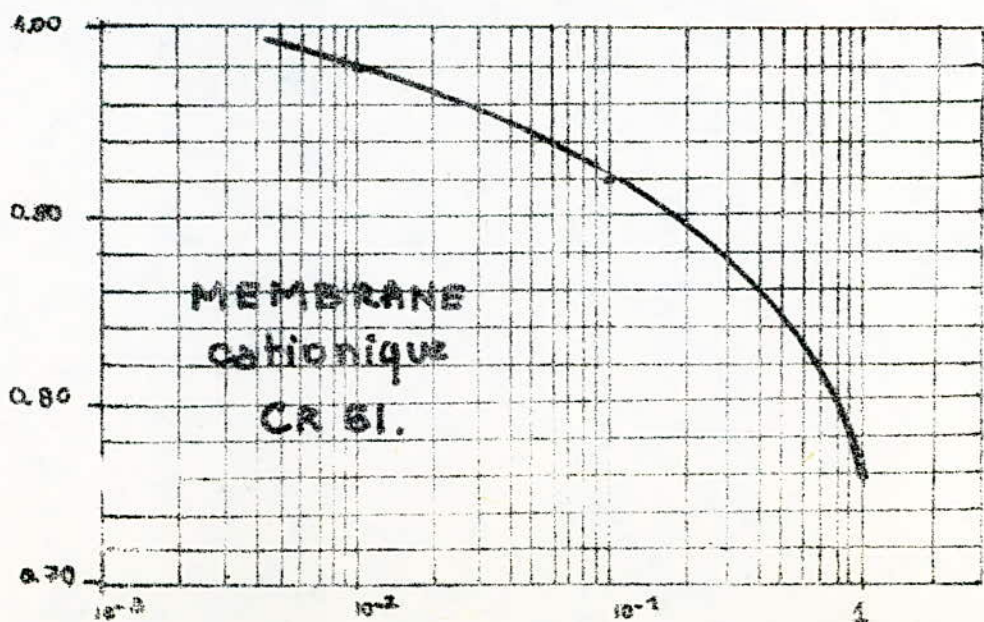


Réf:
BULTIN
TECHNIQUE
AR 103 01
IONICS INC

courbe 2

→ concentration ggr/l NaCl →

→ Rendement η_{MC} du courant →



Réf:
BULTIN
TECHNIQUE
CR 51 10
IONICS INC.

courbe 3

Rendement $\eta_{MC} = f(c)$

Concentration ggr/l NaCl

LISTE DES REFERENCES

- 1 - Bulletins techniques IONICS INCORPORATED Avril 1979.
N°S CR 61 0-D et AR 103 0-D, N° 103 M-1 (Mai 1979).
65 GROVE STREET WATERTOWN, MASSACHUSETTS, 02172 USA.
- 2 - Bulletin technique IONICS INC., Juillet 1979 N° AR 103 1-D USA.
- 3 - Bulletin technique IONICS INC., Juillet 1979 N° CR 61 1-D
- 4 - Bulletin technique IONICS INC., N° 103 - PL. Avril 1979.
* CHEMICAL ENG. HANDBOOK p. 17-68 Table 17-18.
PERRY 5^e Ed. 1975.
- 5 - DESIGN OF ELECTRODIALYSIS EQUIPMENT
E. A. MASON and T. A. KIRKHAM.
Adsorption, Dialysis and Ion Exchange, CHEMICAL ENG. PROG.
N° 24 Vol 55 (1959) p. 173-
- 6 - * E. A. MASON and T. A. KIRKHAM, CHEMICAL ENG. PROG.
p. 173 à 189. N° 24 1959.
* KATZ ADVANC. CHEMICAL SER. 27-252 - 1960 -
- 7 - KIRKHAM (TA) report on design installation start up and operation
of IONICS J. Am. CHEMICAL SOC. DIV WASTE WATER CHEM
PAPER N° 58 - Avril 1963 -
- 8 - DEMINERALISATION DES EAUX SAUMATRES PAR ELECTRODIALYSE
Séminaire sur la technologie appropriée à la déminéralisation
de l'eau ALGER 14-19 Nov. 1961.
OMS - Bureau régional de l'Europe A. MAUREL.
- 9 - TECHNIQUES DE L'INGENIEUR J. 1450
Circulation des fluides - Techniques et appareillages.
- 10 - DESALINATION, 40 (1982) 171-179 - Périodique
ELSEVIER Scientific Publishing Company, AMSTERDAM - HOLLAND.
- 11 - IONICS CO. BULTIN N° 103 M-1 - Mai 1979.
- 12 - KNEALE (J.S) and KELLY (EM). OMS RES. DEV. PROGRESS. REP.
N° 425 1969.
- 13 - IONICS, Bulletin N° 103 - M-1 Mai (1979)
- 14 - ELECTRODIALYSIS - PARI Colloque sur le dessalement
GENEVE 1968. (octobre)
- 15 - Manuel opératoire IONICS INC. Janvier 1967.
- 16 - CHAPMAN C. ELECTRODIALYSE DANS LES PAYS EN DEVELOPPEMENT
CHE. PROG. ENG. Avril 1967.

CALCULS
ECONOMIQUES

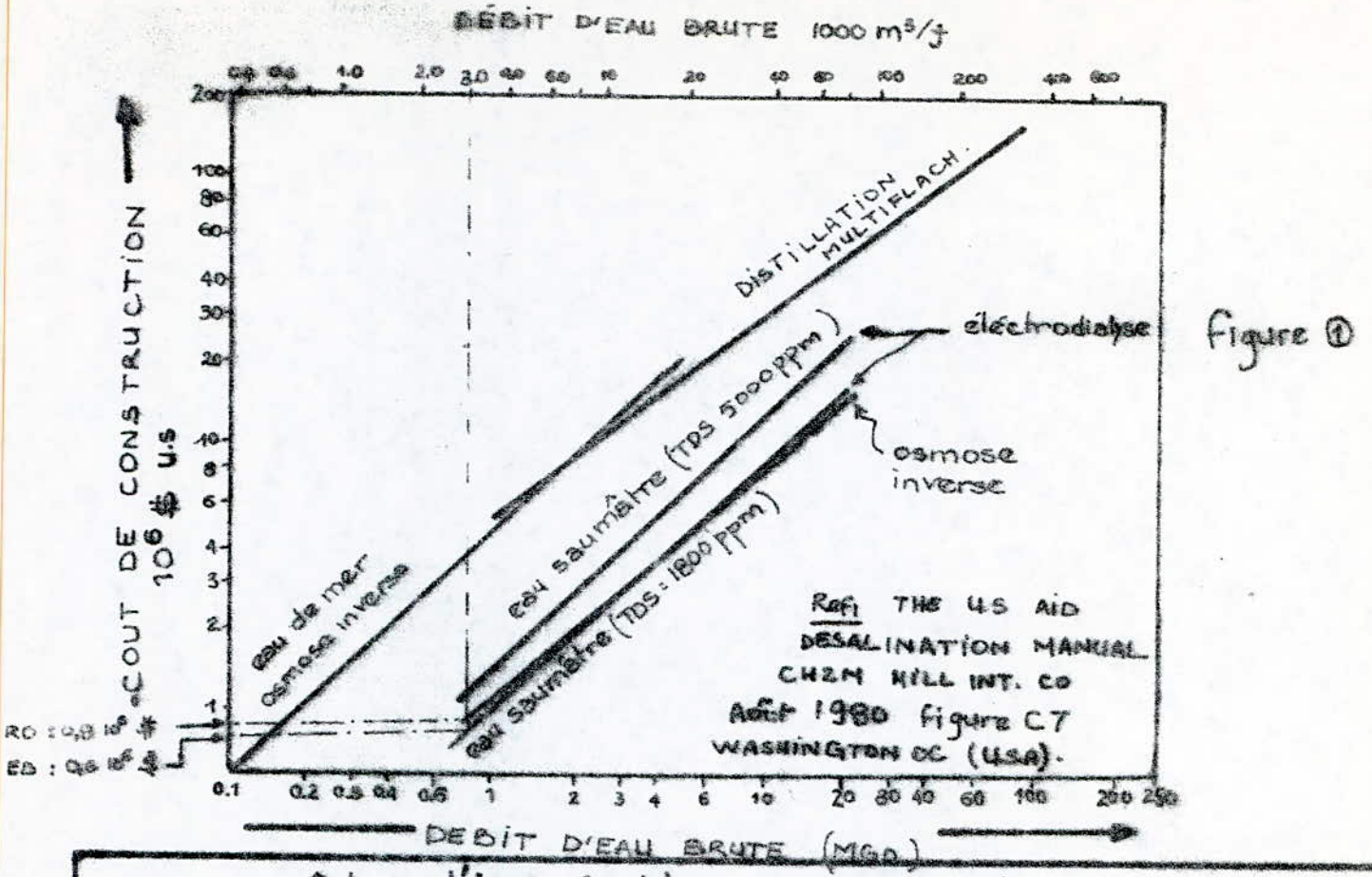
Les calculs économiques à effectuer ont pour but d'estimer le prix de revient par m³ d'eau traitée, et ce en tenant compte, seulement, des charges d'exploitation.

En ce qui concerne le coût d'investissement des installations d'osmose inverse et d'électrodialyse à immersion de polarité (E.D.R.), il nous est difficile de l'estimer par manque de données relatives à l'ensemble de l'équipement composant l'installation, ainsi que celles du génie-civil.

Néanmoins la figure ci-dessous nous permet d'avoir une bonne idée sur ces investissements.

Les charges d'exploitation englobent:

- la consommation des produits chimiques.
- la consommation d'énergie électrique.
- le renouvellement du matériel.
- le matériel d'entretien.
- le personnel d'exploitation.



coûts d'investissement des procédés de dessalement des eaux

Commentaire: Nous voyons bien que d'après ce graphe, les coûts d'investissement pour les procédés de dessalement d'eau saumâtre par osmose inverse et par électrodialyse sont peu différents.

- OSMOSE INVERSE : $\approx 0,8 \cdot 10^6$ \$ US ($4 \cdot 10^6$ DA.)
- ELECTRODIALYSE : $\approx 0,6 \cdot 10^6$ \$ US. ($3 \cdot 10^6$ DA.)
- ELECTRODIALYSE A INVERSION DE POLARITE : $4 \cdot 10^6$ DA. (1)

EXPLICATION DES SYMBOLES :

- MGD : Méga gallons us / jour.
- ED : ELECTRODIALYSE
- RO : osmose inverse.
- TDS: Salinité totale.

Ces prix d'investissements sont relatifs à un débit d'eau brute de $3000 \text{ m}^3/\text{j}$ dont la salinité est environ 2000 ppm

Chapitre 1 BILAN D'EXPLOITATION OSMOSE INVERSE

I) Consommation d'énergie

1. Groupe électropompe à haute pression.

Pour un groupe électropompe à haute pression, portant un débit Q_F d'un liquide donné à la pression P , la puissance de pompage est:

$$P = \frac{Q_F P}{36,7 \eta_p} \quad \text{① (Kw) (2)}$$

L'énergie ramenée au m^3 d'eau produite est:

$$W_1 = P / Q_p = \frac{Q P}{36,7 \eta_p Q_p} \quad \text{② kwh/m}^3$$

où P : puissance (en kw)

Q : débit de la pompe (m^3/h)

P : pression de refoulement (atm)

η_p : rendement du groupe électropompe.

Q_p : débit d'eau potable (m^3/h).

Pour la variante A: $Q_F = 2700 m^3/j = 112,5 m^3/h$.

$Q_p = 1926 m^3/j = 80,25 m^3/h$.

$P = 400 \text{ psi} = 27,2 \text{ atm}$.

si le rendement du groupe électropompe η_p est de 55%

alors
$$P = \frac{Q_F P}{36,7 \eta_p} = \frac{112,5 \times 27,2}{36,7 \times 0,55} = 151,59 \approx 152 \text{ kw}$$

$$W_1 = P / Q_p = \frac{152}{80,25} = 1,89 \approx 1,9 \text{ kwh/m}^3$$

Pour la variante B: C'est la même puissance, car elle a les mêmes conditions d'entrées que la variante A, à savoir $P = 27,2 \text{ atm}$ $Q_F = 2700 m^3/j$

$$P = 152 \text{ kw}$$

d'où
$$W_1 = P / Q_p = \frac{152 \times 24}{2438} = 1,496 \approx 1,5 \text{ kwh/m}^3$$

2. Filtrés

L'énergie consommée par les filtres est:

$$W_2 = 7,8 \cdot 10^{-2} \Delta P_T \quad (2)$$

où W_2 : énergie kWh/m³.

ΔP_T : Pertes de charge totale à travers les filtres.

Pour les 2 variantes (voir calculs de dimensionnement)

$$\Delta P_T = 2 \Delta P_{\text{filtres bicouches}} + 2 \Delta P_{\text{filtre à cartouche}}$$

$$\Delta P_T = 2 \times 0,05 + 2 \times 16 \times 0,204 = 6,63 \text{ atm.}$$

$$W_2 = 7,8 \cdot 10^{-2} \times 6,63 = 0,517 \approx 0,52 \text{ kWh/m}^3.$$

3) Tour de refroidissement:

Nous avons utilisé un ventilateur dont le moteur développe une puissance de 15 chevaux soit (3)

$$15 \times 736 = 11040 \text{ watt} \approx 11,04 \text{ Kw.}$$

L'énergie dépensée ramenée au m³ d'eau potable est:

$$\text{VARIANTE A} : 11,04 / 80,25 = 0,1376 \approx 0,14 \text{ kWh/m}^3.$$

$$\text{VARIANTE B} : 11,04 / 101,6 = 0,1086 \approx 0,11 \text{ kWh/m}^3.$$

II) Consommation des produits chimiques:

1) VARIANTE A:

- H ₂ SO ₄ à 98%	78 g/m ³ d'eau brute
- HMP	10 g/m ³ d'eau brute
- NaOH 100%	12,8 g/m ³ d'eau potable.
- NaClO à 13%	10 g/m ³ d'eau potable.

2) VARIANTE B:

- H ₂ SO ₄ 98%	2 g/m ³ d'eau brute
- HMP	10 g/m ³ d'eau brute
- chaux Ca(OH) ₂ 90%	103,6/0,9 = 115,1 g/m ³ d'eau brute
- FeCl ₃ · 6H ₂ O à 60%	66,67 g/m ³ d'eau brute
- NaClO à 13%	10 g/m ³ d'eau potable
- NaOH	0 g/m ³ -

III) Prix de base: (Source: SONAGTHER DEM 5B^d HD ALGER).

1) Produits chimiques

H ₂ SO ₄ 98%	1,90 DA/kg.
NaOH 100%	1,50 DA/kg
HMP	15-20 DA/kg
NaClO à 13%	1,10 DA/kg

Produits de lavage 92,0 DA / mois par module.

2) Energie électrique: 0,08 DA/kwh.

3) Main d'œuvre :- 1 Chef de station 2500 DA/mois
 - 1 Mécanicien 2000 DA/mois
 - 1 Électricien 2000 DA/mois
 - 2 Manœuvres 1500 DA/mois chacun

4) Renouvellement du matériel:

- Permèateurs BG : 20592 DA/pièce.
- Cartouche filtrantes (10µm) : 190 DA/pièce.

5) Matériel d'entretien:

Pièces de rechange:

VARIANTE A : 55000 DA/an.

VARIANTE B : 77000 DA/an.

IV) Calcul du prix de revient par m³ d'eau potable.

1) Prix de revient pour la consommation des produits chimiques.

a) VARIANTE A:

Produits	Dosages g/m ³	consommation kg/mois	Coût DA/mois	Prix de revient DA/m ³ .
HMP	10	810,0	12 150	0,210
H ₂ SO ₄	78	6318,0	12004	0,208
NaOH	12	693,4	1040	0,018
NaClO	10	578,0	636	0,011
Produits de lavage	-	-	3128	0,054

Total : 0,501 DA/m³.

b) VARIANTE B:

Produits	Dosages g/m ³	Consommation kg/mois	coût DA/mois	Prix de revient DA/m ³ .
HMP	10	810,0	12150	0,166
H ₂ SO ₄	2	162,0	308	0,004
Nado	10	731,4	805	0,101
Ca(OH) ₂	115,1	9323,1	19578	0,268
Fec ₂ .6H ₂ O	66,67	5400,3	8640	0,118
Produits de Lavage	-	-	4324	0,059

Total : 0,628 DA/m³.

2) Prix de revient pour la consommation d'énergie:

VARIANTES	A			B		
	Puissance kW	Energie Kwh/m ³	Prix de revient DA/m ³	Puissance kW	Energie Kwh/m ³	Prix de revient DA/m ³ .
groupe électropompe	3638,3	1,90	0,152	3638,3	1,50	0,120
Filtres	-	0,52	0,042	-	0,52	0,042
Tour de refroidissement	11,04	0,14	0,011	11,04	0,11	0,009

total : 0,205 DA/m³

total : 0,171 DA/m³.

3) Renouvellement du matériel:

VARIANTES	A				B			
	Désignations	durée de vie	Nombre d'éléments	coût DA/mois	Prix de revient DA/m ³	Durée de vie	Nombre d'éléments	coût DA/mois
Cartouches Filtantes (10A)	1 mois	32	6080	0,105	1 mois	32	6080,0	0,083
Pérmeateurs B.9	3 ans	34	19448	0,337	5 ans	47	16130,4	0,221

total : 0,442 DA/m³

total : 0,304 DA/m³.

4) Matériel d'entretien.

VARIANTES	A		B	
	Désignations	coût DA/mois	Prix de revient DA/m ³	coût DA/mois
pièces de rechange	4583,3	0,080	6416,7	0,088

5) Main-d'œuvre:

VARIANTES	coût DA/mois	Prix de revient DA/m ³
A	9500	0,164
B	9500	0,130

6) Récapitulation des prix de revient:

Désignations	VARIANTE A	VARIANTE B
Produits chimiques DA/m ³	0,501	0,626
consommation d'énergie DA/m ³	0,205	0,171
Renouvellement du matériel DA/m ³	0,442	0,304
Matériel d'entretien DA/m ³	0,080	0,088
Main - d'œuvre DA/m ³	0,164	0,130

∇) Prix de revient total par m³ d'eau potable:

VARIANTES	A	B
Prix de revient DA/m ³	1,40	1,32

Chapitre:2 BILAN D'EXPLOITATION ELECTRODIALYSE

I) Consommation d'énergie:

Energie totale de déssalement	2,87 (*) kWh/m ³
Tour de refroidissement	0,08 kWh/m ³

(*) Cette énergie tient compte de l'énergie consommée par les filtres et celle nécessaire au déssalement d'eau

II) Consommation des produits chimiques

Hcl pour le lavage des membranes : ≈ 10 Kg/j (1)

Naclo à 13% : 10 g/m³ d'eau potable.

III) Prix de base: (source: SONAGTHER DEM B^d M^d V ALGER).

1) Produits chimiques

Hcl 0,65 DA/Kg.

Naclo à 13% 1,10 DA/Kg

2) Energie électrique. : 0,08 DA/kwh.

3) Main d'oeuvre: - 1 chef de station 2500 DA/mois
 - 1 mecanicien 2000 DA/mois
 - 1 électricien 2000 DA/mois
 - 2 Manœuvres 1500 DA/mois chacun.

4) Renouvellement du matériel:

1 pile de membranes (400 cellules) : 140 400 DA.

car touches filtrantes (10µm) : 190 DA/préce.

5) Materiel d'entretien:

pièces de rechange: 23328 DA/an.

IV) Calcul des prix de revient par m³ d'eau potable.

1) Prix de revient pour la consommation des produits chimiques.

Produits	Dosages g/m ³	Consommation Kg/mois	Côût DA/mois	Prix de revient DA/m ³ .
Hcl	-	30	195	0,003
NaclO	10	663,6	730	0,011

total : 0,014 DA/m³.

2) Énergie électrique

Désignations	Énergie kWh/m ³	Prix de revient DA/m ³ .
Énergie totale de dessalement.	2,87	0,223
Tour de refroidissement	0,08	0,006

total : 0,229 DA/m³.

3) Main d'oeuvre :

Côût mensuel DA	Prix de revient DA/m ³
9500	0,143

4) Renouvellement du matériel :

Désignations	Durée de vie	Nombre d'éléments	Côût DA/mois	Prix de revient DA/m ³ .
Modules MARK III	7ans	12	21060	0,317
Cartouches filtrantes (10A)	1mois	32	6080	0,092

total : 0,409 DA/m³.

5) Matériel d'entretien :

Pièces de rechange :

Côût DA/mois	Prix de revient DA/m ³
1944	0,030

6) Récapitulation des prix de revient

Désignations	Prix de revient DA/m ³
Produits chimiques	0,014
Énergie électrique	0,229
Renouvellement du matériel	0,409
Matériel d'entretien	0,030
Personnel d'exploitation	0,143
Total	0,825

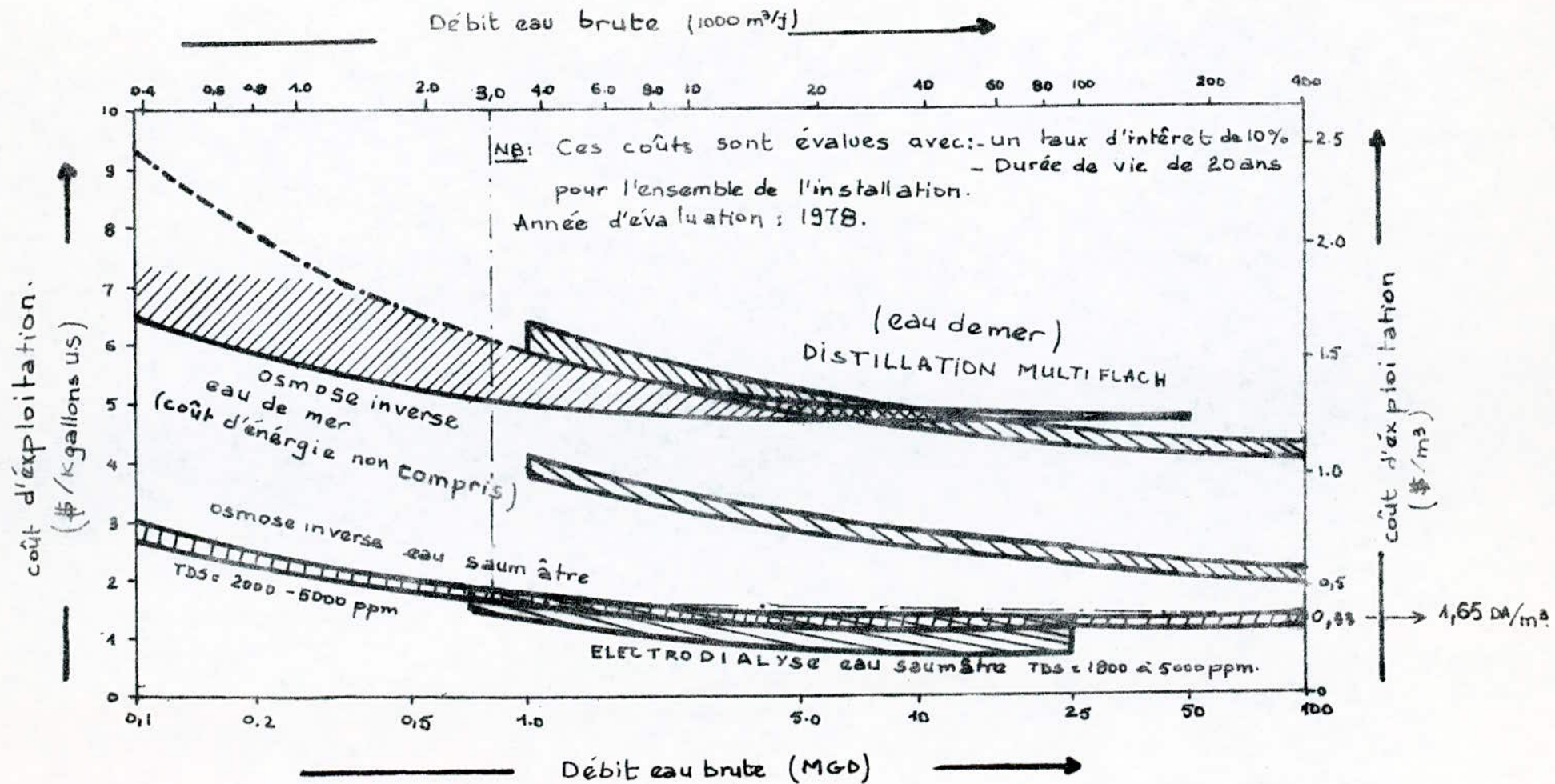
Donc le prix de revient total par m³ d'eau potable est de 0,83 DA/m³.

TABLEAU COMPARATIF DES PRIX DE REVIENT

Procédés de dessalement	Débit d'eau potable m ³ /j	Prix de revient DA/m ³
OSMOSE INVERSE VARIANTE A	1926	1,40
OSMOSE INVERSE VARIANTE B	2438	1,32
ELECTRODIALYSE A INVERSION DE POLARITÉ.	2212	0,83

A titre de comparaison la figure ② donne le coût d'exploitation pour différents procédés de dessalement d'eau.

Coût d'exploitation du processus de désalement d'eau



MGD : Méga-gallons / jour.

Réf.: THE US AID DESALINATION MANUAL, CH2M HILL INT. CO WASHINGTON DC USA AOÛT 1980, figure 32.

Liste des références

- 1) IONICS INCORPORATED - 65 Grove street, Watertown
02172, MASSACHUSETTS U.S.A
- 2) TECHNIQUES DE L'INGENIEUR J 1450.
partie Techniques et appareillages.
- 3) Revue tour de Refroidissement
BALTIMOR AIR COIL FEV. 1978 U.S.A
Tour n° 2818.

CONCLUSION
GENERALE

Nous pensons avoir atteint notre but, à savoir, de dimensionner l'unité de dessalement d'eau saumâtre de Sidi-Khaléd (wilaya de BISKRA) par les deux procédés d'osmose inverse et d'électrodialyse.

Pour l'osmose inverse, deux variantes ont été proposées, en l'occurrence:

- celle comportant comme principal prétraitement chimique, une acidification et qui permet d'atteindre une conversion maximale de 67% (VARIANTE "A"),
- celle comportant comme principal pré-traitement chimique, une décarbonatation et désiliciage à chaud, qui permet d'aboutir à une conversion importante de 89%. Celle-ci est maximale (VARIANTE "B").

Le procédé d'électrodialyse à inversion de polarité (EDR), ne comporte pas de prétraitements chimiques et permet d'atteindre une conversion de 80% (maximale).

Ce dernier, apparaît comme un procédé industriel rentable de dessalement d'eau saumâtre (0,83 DA/m³) par rapport à celui d'osmose inverse, qui dans le cas le plus favorable, le prix de revient est de (1,32 DA/m³) (voir VARIANTE "B").

Notre étude, sur les deux procédés de dessalement confirme, on ne peut mieux, l'efficacité de l'électrodialyse (EDR) par rapport à l'osmose inverse dans le cas précis du dessalement d'une eau saumâtre.

Par contre, lorsqu'il s'agit de dessaler

une eau de mer, c'est l'osmose inverse qui est rentable. (voir tableau ① pour informations).

Bien que l'osmose inverse est très perfectionnée, au point de vue technologique, elle reste difficilement exploitable à cause des grandes précautions qu'il faut prendre pour le bon fonctionnement de l'unité, le tableau ② résume les principaux paramètres de fonctionnement pour l'osmose inverse et pour l'EDR.

En fin, dans un "soucis" de bien maîtriser ces deux techniques de séparation, nous souhaitons que nos travaux soient poursuivis par l'installation d'une unité pilote de dessalement d'eau, au département du génie-chimique pour confronter les résultats théoriques et expérimentaux.

(1) COÛTS DE DESALEMENT DES EAUX AVEC DIFFERENTS
procédés.

source: Comparaison technico économique des procédés de dessalement
A. MAUREL et P. VIGUET - Centre du Génie chimique - France

Tableau (1)

1972

EAU SAUMÂTRE 3,5g/l				eau de mer 35g/l.			
Procédés	Production m ³ /j	investisse- ⁽²⁾ -ment spécifique F/m ³	Prix d'exploita- -tion F/m ³	Procédés	Production m ³ /j	investisse ⁽²⁾ -ment spécifique F/m ³	Prix d'exploitation F/m ³ .
Distillation	1000	4500	4,4	Distillation	10	14000	14,7
Distillation	10000	1800	1,9	Distillation	100	6000	6,3
OSMOSE INVERSE	1000	2000	2,4	OSMOSE	10	14000	17,9
	10000	1400	<u>1,6</u>	INVERSE	100	⁽³⁾ 7000	⁽³⁾ <u>10,1</u>
ELECTRO- -DIALYSE EDR	1000	2000	2,1	ELCTRO- -DIALYSE	10	20000	22,3
	10000	1200	<u>1,2</u>	EDR	100	15000	<u>16,6</u>

(1): Les coûts sont en francs français hors taxes.

(2): Ces valeurs sont maximales.

(3): Pour un étage en série - production.

Ces évaluations sont faites à partir des données économiques suivantes:

- Prix des membranes : 150-200 F/m²
- Prix de l'énergie : 0,10 F/kwh
- Durée d'amortissement : 15ans

- taux d'intérêt : 10%
- annuité d'amortissement et charges financières : 13,1%
- Facteur de charge : 300/365.

tableau ②

COMPARAISON DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT
des deux procédés EDR et OSMOSE INVERSE

Procédés Paramètres	EDR	OSMOSE INVERSE
Température maximale de fonctionnement (tenue des membranes)	70°C (jusqu'à 90°C pour des temps brefs)	35°C
Prétraitement de l'eau	Simple filtration	Très important Prétraitements chimiques Filtration
Zone du pH d'utilisation des membranes	1 - 13	Polyamide aromatique 4-11 Acétate de cellulose 4-7,5
Nettoyage mécanique et démontage des modules	Possible	Impossible
Pression de fonctionnement	≤ 3 ans	$\geq 27,2$ bars
Matériaux utilisés (risques de corrosion)	Plastiques (peu importants)	Métalliques (non négligeables)
Durée de vie des membranes	7 à 10 ans	3 à 5 ans
difficultés d'exploitation (Bruits)	procédé silencieux	Bruit énorme dû aux pompes haute pression.

