

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
RÉPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم والبحث العلمي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

8/85
BIBLIOTHEQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

PROJET DE FIN D'ETUDES

S U J E T

DEMINERALISATION DE L'EAU
SAUMATRE DU FORAGE ALBIEN
" AIN SAHARA "
POUR L'ALIMENTATION EN EAU
POTABLE DE LA VILLE
DE TOUGGOURT

Proposé par :

Etudié par :

Dirigé par :

OUSSEDIK Salim Mebrouk

Mme NEZZAL

ENFR /UER

04, Bd. Mohamed V
ALGER

Mr. TRIDI

PROMOTION :

FEVRIER 1985

امدرسة الوطنية للعلوم الهندية

المكتبة

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
BIBLIOTHÈQUE

GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

DEMINERALISATION DE L'EAU
SAUMATRE DU FORAGE ALBIEN
" AIN SAHARA "
POUR L'ALIMENTATION EN EAU
POTABLE DE LA VILLE
DE TOUGGOURT

ENFR /UER

04, Bd. Mohamed V
ALGER

OUSSEDIK Salim Mebrouk

Mme NEZZAL

Mr. TRIDI

FEVRIER 1985

. A LA MEMOIRE DE MON PERE

A MA MERE

.. MES FRERES ET SOEURS

Au terme de ce travail, je remercie vivement M. TRIDI et Mme NEZZAL, tous deux promoteurs de ce projet et qu'ils trouvent au travers de ce travail ma reconnaissance pour la bienveillante attention avec laquelle ils m'ont conseillé, dans l'élaboration de ce projet .

- . Mes remerciements s'adressent également à :
- . M. NAMANE , Chef du département "Génie de l'environnement" pour sa gentillesse et compréhension.
- . M. BENSEMMANE et son personnel pour m'avoir beaucoup aidé lors du tirage de ce document
- . Mme HAML I qui a dactylographié ce document
- . MM. BELHADJ, BOUMGHAR et HACHEMI
- . Ainsi qu'à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ma formation .

- S O M M A I R E -

<u>INTRODUCTION</u>	1
. <u>CHAPITRE 1 - GENERALITES</u>	
1.1. - Ressource en eau du sahara	2
1.2. - Aperçu géologique	2
1.3. - Données climatiques	2
1.4. - Besoin en eau de Touggourt	3
1.5. - Présentation du projet	4
. <u>CHAPITRE 2 - LES DIFFERENTS PROCEDES DE DESSALEMENT</u>	
2.1. - La distillation	5
2.2. - La congélation	5
2.3. - L'électro-dialyse	9
2.4. - L'osmose inverse	9
2.5. - L'échange d'ions	9
2.6. - Choix du procédé de dessalement	10
. <u>CHAPITRE 3 - QUALITES DES EAUX - NORMES</u>	
3.1. - Généralités	11
3.2. - Normes des eaux potables	12
3.3. - Analyses de l'eau du forage "Aïn sahara"	15
3.4. - Essai à la floculation	19
. <u>CHAPITRE 4 - LE PRETRAITEMENT</u>	
4.1. - Le refroidissement	22
4.2. - La floculation	29
4.3. - La filtration	32
. <u>CHAPITRE 5 - CALCUL DU POSTE DE DEMINERALISATION</u>	
5.1. - Description de l'appareil : l'électrodialyseur	48
5.2. - Fonctionnement de l'electrodialyseur : l'électrodialyse	56
5.3. - Le phénomène de polarisation	60
5.4. - Les équations de dimensionnement	66
5.5. - Calcul de l'unité d'électrodialyse	74
5.6. - Post-traitement (chloration)	85
. <u>CHAPITRE 6 - CALCUL ECONOMIQUE</u>	86

- INTRODUCTION -

Les sociétés humaines vivent sur une base matérielle, sur la transformation et l'adaptation des ressources disponibles à la surface et dans les profondeurs du globe terrestre.

Pendant de longues périodes l'eau a été considérée comme une ressource inépuisable . Or, des études de prospections font apparaître un épuisement probable de l'eau à l'échelle du demi-siècle, voire même de la décennie.

De nombreux ouvrages attirent, de façon alarmante, l'attention sur les difficultés prévisibles de ravitaillement en eau dans un avenir assez proche.

A l'ère moderne, l'eau entre à son tour dans le circuit de marchandise, devient l'objet de convoitise, d'appropriation et surtout un produit nécessaire au développement social des peuples.

L'Algérie vit actuellement le problème crucial de l'approvisionnement en eau, d'alimentation publique, agricole et industrielle, surtout dans les régions sahariennes qui représentent deux tiers du pays et où les précipitations sont de l'ordre de soixante millimètre par an avec des années de totale sécheresse. C'est le cas de la région de Touggourt.

Dans ces régions, il existe des nappes d'eau albiennes à 1800 m de profondeur environ qui représentent une ressource en eau non négligeable, qu'il serait intéressant d'exploiter pour la mise en valeur du sahara.

Mais ces eaux sont saumâtres et ne sont utilisables qu'après dessalement

Les techniques de dessalement sont nombreuses et aussi performantes les unes que les autres à condition de prendre en compte les caractéristiques climatiques de la région, de l'énergie disponible, de la nature de l'eau à traiter, de la capacité soustraite et de la qualité technique du personnel disponible pour assurer son exploitation .

-- CHAPITRE 1 - GENERALITES --

1/ RESSOURCES EN EAU DU SAHARA

Les plus importantes ressources aquifères mondiales sont contenues dans les formations continentales . Ainsi, les nappes phréatiques forment avec les nappes albiennes l'un des plus vastes ensembles hydrauliques du sahara Algérien.

- . nappes phréatiques : peu profondes jusqu'à 300 m, elles sont utilisées depuis longtemps pour la boisson et pour l'irrigation des nombreux oasis
- . nappes albiennes : profondes jusqu'à 2000 m, elles présentent une ressource considérable d'eau et leur exploitation tend à se développer rapidement.

2/ APERCU GEOLOGIQUE

La nappe albienne est contenue dans un ensemble de grès argileux continentaux, déposés sur un substratum primaire qui affleure largement le plateau Tassilien .

Cette formation contient le plus grand réservoir aquifère du Sahara estimé à 600.000 km2 avec 250 à 1000 m d'épaisseur.

Elle s'étend au nord d'une ligne de REGGANE DJANET jusqu'à l'Atlas Saharien et d'Ouest en Est de la vallée de la Saoura jusqu'en Tunisie et Lybie.

La circulation de l'eau se fait de l'Atlas vers le Sud Ouest (REGGANE) et vers le Sud Tunisien.

La nappe albienne est de plus en plus exploitée depuis quelques années par de grands forages jaillissant dans la région de Touggourt (AIN SAHARA ET SID MAHDI) et de Ouargla.

3/ DONNEES CLIMATIQUES

Les régions désertiques ou semi-désertiques sont caractérisées en été par des températures maximales de l'ordre de 35° C et des températures minimales de 18° à 20° C .

.../...

L'ensoleillement est très important (330 heures par mois) . Les vents ont une vitesse de 15 KM/H de jour et de 6 KM/H en moyenne la nuit . Les températures hivernales varient considérablement suivant l'altitude et la position géographique de la région .

4/ BESOINS EN EAU DE LA VILLE DE TOUGGOURT

Nous ne donnerons que l'ordre de grandeur des besoins en eau calculés pour l'an 2000 .

. 4.1 - Evolution de la Population

Nous déterminerions le nombre d'habitants futur en utilisant la formule des intérêts composés :

$$P = P_0 (1 + T) ^ n$$

- . P : population à l'horizon considéré
- . P₀ : population de référence (recensement 1977)
- . T : taux d'accroissement annuel (2%)
- . n : nombre d'année séparant deux horizons.

Le taux moyen d'accroissement de la population est de 3,5 % dans les régions Nord.

Pour la ville de TOUGGOURT, le taux d'accroissement est plus faible car c'est une région non industrialisée qui présente des caractéristiques climatiques et géographiques telles que la population se développe moins rapidement que dans le Nord.

LOCALITE	ANNEE 1977	ANNEE 1984	ANNEE 2000
TOUGGOURT CENTRE	24931	28638	39314
NEZZLA	25073	28800	3 9538
ZAQUIA	9000	10338	14192
BENI AOMAR	7711	8856	12159
TOTAUX	66715	76632	105203

Pour une dotation de 100 l/hab/J en besoin domestique, le débit a prélever en l'an 2000 sera de 10520 m³/J.

5/ PRESENTATION DU PROJET

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, il nous a été proposé d'élaborer l'étude de la future station d'alimentation en eau potable de la Ville de TOUGGOURT, à partir du forage albien nommé Aïn Sahara dont l'eau est à 1800 m de profondeur.

L'eau arrive en tête de station à une pression de 16 bars, une température de 59 ° C et une salinité de 2100 p.p.m avec un débit de 130 l/s ainsi d'après les caractères physiques et chimiques brutes de l'eau, nous envisagerons :

- . 1) le choix du procédé de dessalement
- . 2) le dimensionnement de la filière de traitement
- . 3) le dimensionnement de l'installation de désalement
- . 4) de donner le prix de revient du m³ d'eau produite.

-- CHAPITRE 2 - LES DIFFERENTS PROCEDES DE DESSALEMENT --

Le classement des différents procédés de dessalement peut se faire en tenant compte de la forme ou phase (vapeur, liquide, solide) sous laquelle l'eau douce est séparée des saumûres :

On distingue alors :

- a) les procédés faisant intervenir un changement de phase
 - . distillation
 - . congélation
- b) les procédés utilisant des membranes
 - ..électrodialyse
 - . osmose inverse
- c) les procédés agissant sur les liaisons chimiques
 - . échange ions
 - . extraction par solvant selectifs

2.1./ LA DISTILLATION

Avec ce procédé, la distillation de l'eau se fait par apport d'énergie sous forme de chaleur (procédé thermique) ou mécanique (thermo-compression). Après vaporisation d'une partie de l'eau brute, on condense la vapeur produite pour l'obtention de l'eau pure. Les sels éliminés sont recueillis pour évacuer sous forme de saumures.

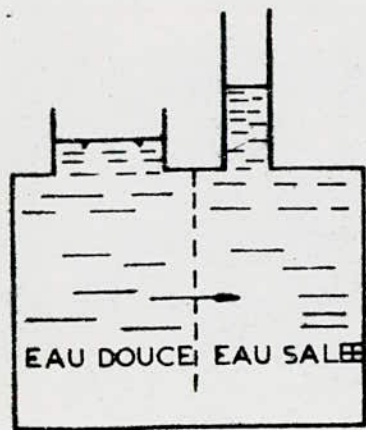
C'est un procédé essentiellement utilisé pour le dessalement de l'eau de mer.

2.2./ LA CONGELATION

Cette technique repose sur le fait qu'une concentration saline soumise à une température inférieure à 0 ° C se transforme en partie en glace, formée entièrement d'eau douce, l'autre partie échappant à ce phénomène et se concentrant en sel. Il reste à faire fondre la glace pour obtenir l'eau douce. Mais en fait, les cristaux de glace restent enrobés d'une pellicule de saumûre. C'est un procédé employé dans une région où la température de l'air reste suffisamment longtemps inférieure au point de congélation de l'eau.

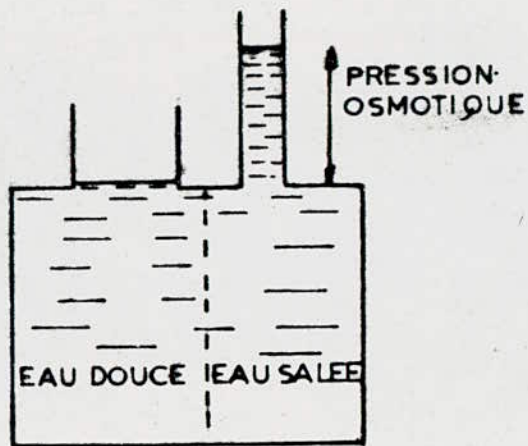
PRINCIPE DU PROCÉDE: OSMOSE INVERSE

PHÉNOMÈNE DE L'OSMOSE

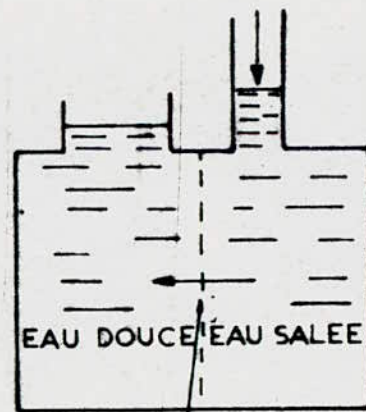


MEMBRANE
SEMI-PERMEABLE

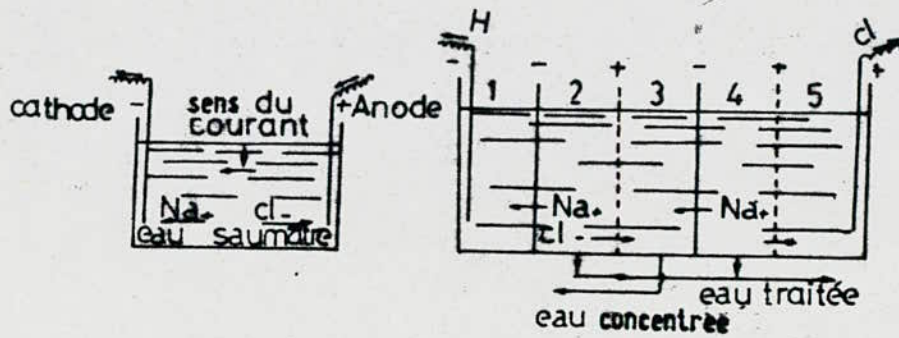
EQUILIBRE OSMOTIQUE



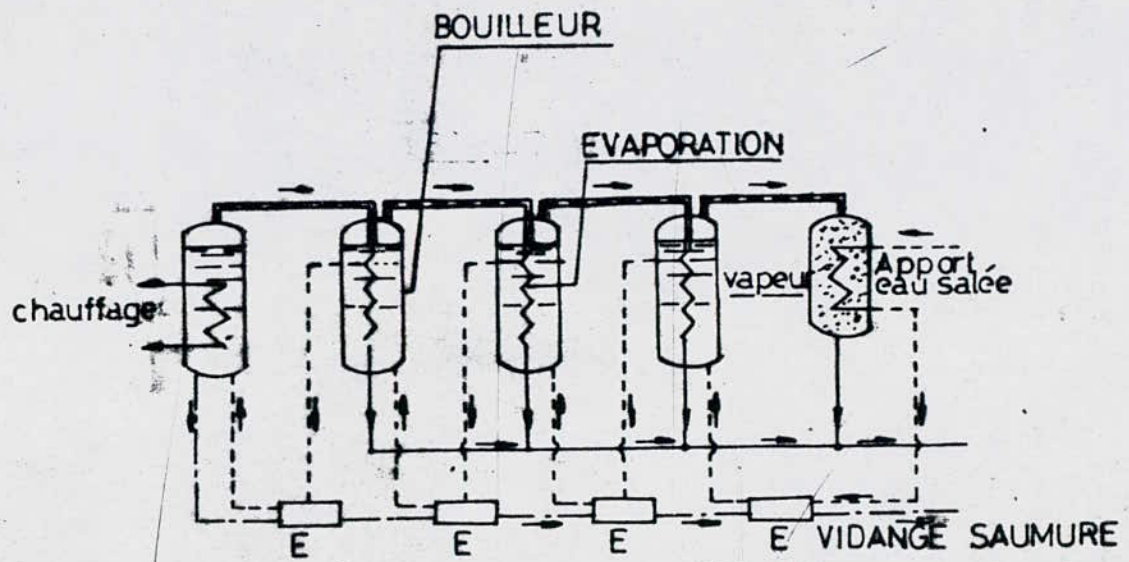
OSMOSE INVERSE



LA MEMBRANE EST
INFRANCHISSABLE POUR
LES IONS DES SELS
DISSOUS ET NE LAISSE
PASSER QUE LES
MOLECULES D'EAU



PRINCIPE de L'ÉLECTRODIALYSE



LEGENDE

<p>— circuit vapeur</p> <p>- - - " eau de mer d'apport</p> <p>E ECHANGEUR DE CHALEUR</p>	<p>→ circuit eau distillée</p> <p>- - - " saumure</p>
--	---

DISTILLATION à MULTIPLES EFFETS

2.3./ L'ELECTRODIALYSE

L'électrodialyse d'une eau saline , sous l'influence d'un champ électrique consiste en une migration des ions de cette eau à travers des membranes synthétiques, impermeables à l'eau, dites sélectives

L'utilisation de l'électrodialyse reste pratiquement limitée au traitement des eaux saumâtres . Plusieurs dizaines de milliers de m³/J peuvent être obtenus par l'électrodialyse [3]

2.4./ L'OSMOSE INVERSE

Les membranes dites osmotiques sont perméables à l'eau pure, mais constituent des barrières infranchissables pour tous les corps dissous ou colloïdaux.

Dans une cuve divisée par une membrane en deux compartiments ouverts, l'un contenant de l'eau pure et l'autre une solution saline, on constate que l'eau pure traverse la membrane vers la solution saline et que la pression du côté de cette dernière augmente jusqu'à une certaine valeur appelée pression osmotique, le débit d'eau traversant la membrane s'annule. Inversement, en appliquant côté solution saline, une pression supérieure à la pression osmotique de l'ordre de 80 bars(10), la membrane laisse passer un débit d'eau pure, le sel étant retenu par la membrane. C'est le principe de l'osmose inverse.

Le procédé d'osmose inverse ne peut pas être envisagé pour de grosses installations [10]

2.5./ L'ECHANGE D'IONS

C'est un procédé qui utilise des résines synthétiques, les uns capables d'absorber les anions, les autres les cations . L'eau à traiter circule à travers les couches d'échangeurs et l'on obtient finalement une eau déminéralisée .

Ce procédé intéressant pour obtenir de l'eau très pure à partir d'une eau saumâtre est généralement considéré comme inapplicable pour les distributions d'eau potable, le prix de revient de l'eau traitée étant beaucoup trop onéreux.

2.6./ L'EXTRACTION PAR SOLVANTS SELECTIFS

Le principe est basé sur le fait que des composés organiques de poids moléculaires relativement bas (Amines secondaires ou tertiaires) peuvent dissoudre l'eau pure, qu'on peut ensuite récupérer grâce à une légère augmentation de température.

La séparation du solvant et de l'eau fixée se fait vers 60° C.

Le prix de revient de l'eau pure obtenue par ce procédé la fait réserver à l'alimentation des eaux de chaudière et l'exclut du domaine de l'alimentation en eau potable qui de plus aurait le goût et l'odeur du solvant qui persisterait dans l'eau dessalée.

2.7./ CHOIX DU PROCEDE DE DESSALEMENT

Pour choisir le procédé de désalement, il faut tenir compte de nombreux facteurs dont les principaux sont :

- . La minéralisation de l'eau
- . L'importance de la production horaire ou journalière
- . Les ressources locales en personnel de fonctionnement et d'entretien
- . Les facilités d'approvisionnement en pièces de rechange et en produits chimiques.
- . Le coût d'exploitation .

En se basant sur ce qui a été énoncé plus haut, notre choix se portera sur l'installation d'une unité d'électrodialyse qui pour une production de plusieurs milliers de m³/J d'eau potable à partir d'une eau brute de 2000 mg/l reviendrait moins cher que les autres procédés [10].

-- CHAPITRE 3 - QUALITE DES EAUX W. NORMES --

.1/ - GENERALITES

Les matières contenues dans l'eau étant pratiquement innombrables et de natures très diverses, l'objet du traitement ne peut être leur élimination dans leur ensemble.

Les exigences des usagers étant très diverses selon les localités, cas de TOUGGOURT, l'usage courant consiste à alimenter les agglomérations avec une eau de qualité moyenne, dite potable .

.1.1/ - EAUX POTABLES

Les normes se présentent en trois classes de paramètres, les valeurs de ces derniers peuvent être :

- . des concentrations maximales admissibles CMA.
- . des concentrations maximales admissibles exceptionnellement CMAE. en prenant en compte des situations locales particulières (CAS DE TOUGGOURT).
- . des niveaux guides NG qui représentent un objectif supérieur de qualité souhaitable à atteindre.

1.2./ Limite de salinité pour une eau potable

Il est admis qu'une eau destinée à la boisson ne doit pas contenir plus de 250 p.p.m de chlorures, ni plus de 250 p.p.m de sulfates et ne doit pas présenter une salinité de plus de 500 p.p.m (ou 500 mg/l).

Cependant, des eaux d'une teneur de 1000 p.p.m peuvent être acceptables quand des eaux moins minéralisées ne sont pas disponibles.

En effet un consommateur non accoutumé ne perçoit pas de goût insupportable en dessous de 1500 p.p.m [10] . Au dessus de cette valeur un traitement de déminéralisation s'impose .

C'est le cas des eaux de TOUGGOURT qui présente une minéralisation de 2100 p.p.m comme le montre les analyse (voir 3.3.).

2. NORMES DES EAUX

La qualité de l'eau potable est définie par des normes publiées par l'OMS et la CEE (Commission des Communautés Européennes) en 1977.

Le tableau ci-dessous donne les normes OMS, CEE ainsi que les normes de qualité des eaux Algériennes répondant au code Algérien de l'eau publié au Journal Officiel du 16 Juillet 1983

Paramètres	Unités	NORMES OMS		NORMES ALGERIENNES		NORMES CEE		OBSERVATIONS
		N.G	CMA	N.G	CMA	N.G	CMA	
Couleur	mg/PH/L	5	50	-	-	5	20	
Turbidité	JT4	0,1	0,5	-	-	0,1	0,3	
Température	°C	-	-	-	-	12	25	
pH	unitéph	7-8,5	6,5-9,2	6,5	8,5	6,5-8,5	9,5	
Conductivité	115m/g	-	-	-	-	400	1250	
Résidu sec	mg/l	-	1500	-	1500	-	1500	
Durée totale								
Ca ²⁺	mg/l	75	200	-	200	100	-	recours possible à CMAE
Mg ²⁺	mg/l	50	150	-	150	30	50	recours possible à CMAE
Na ⁺	mg/l	50	150	-	150	20	100	" "
K ⁺	mg/l	5	50	150	-	10	12	" "
Al ³⁺	mg/l	-	-	-	-	-	0,05	" "
CO ₃ ²⁻ H ⁻	mg/l	-	-	-	-	30	-	" "
SO ₄ ²⁻	mg/l	250	400	-	400	5	250	" "
Cl ⁻	mg/l	350	600	-	600	5	200	" "
NO ₃ ⁻	mg/l	-	-	-	50	-	50	
NH ₄ ⁺	mg/l	0,05	-	-	0,2	0,05	0,5	
O ₂ dissout	mg/l	-	-	-	-	-	5	
matières organiques	mg ^{o2} /l	-	-	-	3,5	1	5	
Cu ²⁺	mg/l	-	50	-	1000	-	50	
Fe ²⁺	mg/l	100	-	-	1000	100	300	
Mn ²⁺		50	-	-	500	20	50	
Hg ²⁺		-	-	-	1	-	1	
Pb ²⁺		-	100	-	100	-	50	
F ⁻	mg/l	1,5	-	0,8	2	0,7	1,5	

.1.3. - Substances présentes dans l'eau

Une des principales propriétés de l'eau naturelle à l'état liquide est un pouvoir solvant vis à vis des éléments minéraux et organiques et des gaz.

Les substances trouvant dans l'eau se présentent sous l'une des formes ci-après (simultanément ou non).

- . en suspension
- . colloïdale
- . dissoute

Matières en suspension

généralement visible à l'oeil, elles déterminent la turbidité. Ces matières sont décantables, elles peuvent être retenues par filtration.

Matières colloïdales

présentes dans l'eau dans un état intermédiaires entre l'état dissout et l'état solide, elles ont pour principales origines les argiles, les poussières atmosphériques et la silice. Leur élimination nécessite une coagulation.

Matières dissoutes

Les sels minéraux dissous proviennent de la dissolution des roches rencontrés par l'eau au cours de son infiltration. On distingue deux groupes de particules dissoutes, l'un ayant pour origines les acides, chargés négativement et appelés anions, l'autre ayant pour origines des métaux chargés positivement appelé cations.

.1.4. - Principales différences entre eaux superficielles et eaux profondes

caractéristiques examinées	eaux superficielles	eaux profondes
températures	variable selon les saisons	relativement constante
turbidité	variable, parfois élevées	faibles ou nulles
minéralisation	variables, en fonction des terrains, des précipitations	constantes et nettement plus élevées que les eaux superficielles

caractéristiques examinées	eaux superficielles	eaux profondes
fer et manganèse (à l'état dissous)	généralement absent	généralement présent
gaz carbonique agressif	généralement absent	souvent présent en grande quantité
oxygène dissout	souvent au voisinage de la saturation	absence totale la plu-part du temps
micropolluant minéraux et organiques	présents mais susceptibles de disparaître après suppression de la source polluante	généralement absents, mais une pollution accidentelle subsiste plus longtemps
éléments vivants	bactéries, virus, algues planctons (animal et végétal).	ferrobactéries fréquentes

.3./ Analyse de l'eau de forage albien de Aïn Sahara(TOUGGOUR)

l'analyse de l'eau de Aïn Sahara effectuée par le laboratoire de chimie des eaux a donné les résultats regroupés dans le tableau ci-dessous :

INRH. BIRMANDREÏS

éléments	mg/l	meg/l	Of	éléments	mg/l	meg/l	of
calcium en CA ²⁺	218	10,9	54,5	bicarbona- te CO ₃ ^{M-}	153	1,5	12,5
magnésium mg 2+	11 2	9,3	44,5	chlorure en cl ⁻	530	14,9	74,5
sodicum na +	235	10,2	5,1	sulfates SO ₄ ²⁻	708	14,7	73,5
potassium K+	42	1,1	5,5	nitrates NO ₃ ⁻	35	0,6	3
				carbonates CO ₃ ²⁻	0	0	0
TOTAUX	607	31,5	157,5	TOTAUX	1426	32,7	163,5

conductivité en cm m hos: : 3,4
à 25° C p.h : 6,9

Les résultats de l'analyse chimique sont exprimés soit en milligrammes par litre (mg/l) soit en milliéquivalent par litre (mcq/l) soit en degré français (of).

Pour avoir le poids du milliéquivalent de l'eau , il suffit de diviser sa masse atonique M , par sa valeur V . Si l'eau contient N mg de l'ion en question, sa concentration en milliéquivalent sera de (3).

$$\frac{N}{\frac{M}{V}} = \frac{N \cdot V}{M}$$

prenons comme exemple le calcium CA :

$$N = 218 \text{ mg/l}$$

$$V = 2$$

$$M = 40 \text{ g}$$

$$C = \frac{218 \times 2}{40} = 10,9 \text{ meq/l}$$

et les chlorures en cl

$$N = 530 \text{ mg/l}$$

$$V = +1$$

$$M = 35,5 \text{ g}$$

$$C = \frac{530 \times 1}{35,5} = 14,9 \text{ meq/l}$$

le degré français (of) représente le cinquième partie du milliéquivalent par litre

.3.3./ Principaux titres de l'eau

Les titres sont déduits du tableau d'analyses

Titre hydrotimétrique TH : il exprime la teneur globale en calcium et magnésium exprimés en of

$$TH = 54,5 + 44,5 = 99 \text{ of}$$

Titre alcalimétrique complet TAC , il traduit la teneur en anions OH , CO₃ et HCO₃ , dans le cadre d'une eau naturelle, du fait que l'on ne rencontre pas de carbonate CO₃ et d'hydroxyle , le TAC exprime la teneur en bicarbonate CO₃ H⁻

$$TAC = 12,5 \text{ of}$$

Titre en sels d'acide forts SAF , il correspond à la somme des chlorures des sulfates et des nitrates

$$SAF = (14,5 + 73,5 + 0,3) = 1510$$

Minéralisation ,

La minéralisation de l'eau s'obtient en faisant la somme des anions et des cations exprimées en mg/l

Minéralisation : 607 + 1426 = 2033: Mg/l

Cette minéralisation peut à calculer à partir de la conductivité :

. Minéralisation = 620 x S (en nombre à 25°C)
 = 620 X 3,4 = 2108 mg/l

. 1 mho = 1 siemens

.3.1.- Tableau récapitulatif des résultats

Σ anions	32,7 mg/l
Σ cations	31,5 mg/l
minéralisation avec conductivité	2108 mG/l
minéralisation avec somme de sions	2033 mg/l
PH	6,9
TH	99 of
TAC	12,6 of
TA	0
SAF	151 of
IS	118 of

.3.2.- Contrôle des résultats de l'analyse

a/ la balance ionique, en théorie et pour un ph voisin de 7, la somme des anions exprimé en _____ doit correspondre exactement à la somme des cations exprimée dans la même unité (2)

En pratique, la marge d'erreur ne doit dépasser les 5% qui traduirait l'omission d'un ion .

. Erreur= $\frac{32,7 - 31,5}{31,5} \times 100 = 3,8 \%$

b/ conductivité et minéralisation , nous avons vu que la minéralisation déterminée par la somme des ions n'est pas rigoureusement identique a celle calculée à partir de conductivité :.

. Marge d'erreur = $\frac{2108 - 2033 \times 100}{2033} = 3,7 \%$

Au regard des marges d'erreur admises , nous pouvons dire que les résultats de l'analyse sont assez satisfaisant

.3.4. - Interprétation globale de l'analyse de l'eau

La température élevée de l'eau (59 °C en tête de forage ne permet pas son utilisation directe pour les usages domestiques et agricoles

La forte concentration en chlorures largement supérieur aux normes rendent l'eau inutilisable pour la boisson en plus du risque de corrosion pour les matériaux.

. La teneur en calcium 218 mg/l supérieure a la concentration maximale admissible (200 mg/l) pose de sérieux inconvénients à l'usage domestique.

. Les sulfates dont la teneur est de 708 mg/l pose des problèmes gastrique chez le consommateur

. ~~XXXXXX~~

. le TH = 99 of , l'eau est entartrante et corrosive

. La minéralisation = 2108 mg/l indique une eau de mauvaise potabilité

. La présence de fer présent dans les eaux profondes donne un gout désagréable 'à l'eau .

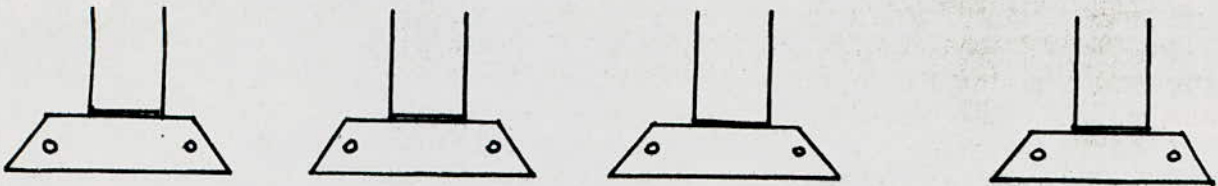
. D'une manière générale, nous constatons que l'eau de Aïn Sahara ne convient pas à sa consommation (1 litre par jour selon l'IRNH) ni aux usages domestiques (résistances au savon) c'est pourquoi une déminéralisation est nécessaire .

.4/ - ESSAI A LA FLOCCULATION

Le but de cet essai est de déterminer la dose optimale de flocculant à introduire dans le flocculateur .

.4.1. - Mode opératoire

Nous avons expérimenté trois types de réactif de flocculation chacun d'eux à quatre doses différentes .



L'agitateur utilisé est en agitation magnétique à contrôle de vitesse et de température.

L'agitation se fait en deux étapes

- . mélange rapide - vitesse de rotation 450 trs/mn pendant 2 mn
- . agitation lente- vitesse de rotation 40 trs/mn pendant 15 mn.

La température d'essai avoisine 30° C pour se placer dans les conditions futures de la station

Pour apprécier la flocculation, nous adoptons la notation suivante (7)

Aspect des floccs	0 pas de flocc
	2 floccs à peine visible
	4 petits floccs
	6 floccs moyens
	8 bons floccs
	10 très bons floccs.

.4.2. - Résultats de la floculation

. Avec FeCl₃, 6 H₂O

dose(mg/l)	20	50	80	120
ph après floculation	6,9	6,7	6,3	5,9
aspect des floes	6	8	6	4
sédimentation	rapide	très rapide	moyenne	lente

. Avec Fe SO₄, 7H₂O

dose(mg/l)	20	50	80	120
ph après floculation	7	6,5	6,8	6,6
aspect des floes	2	4	2	2
sédimentation	très lente	lente	lente	lente

. Avec Al₂ SO₄

dose (mg/l)	20	50	80	120
ph après floculation	6,9	6,85	6,4	6,3
aspect des floes	6	4	4	2
sédimentation	moyen	lente	lente	lente

D'après les résultats, la dose optimale de flocculant sera de **20**mg/l dans les mêmes conditions opératoires.

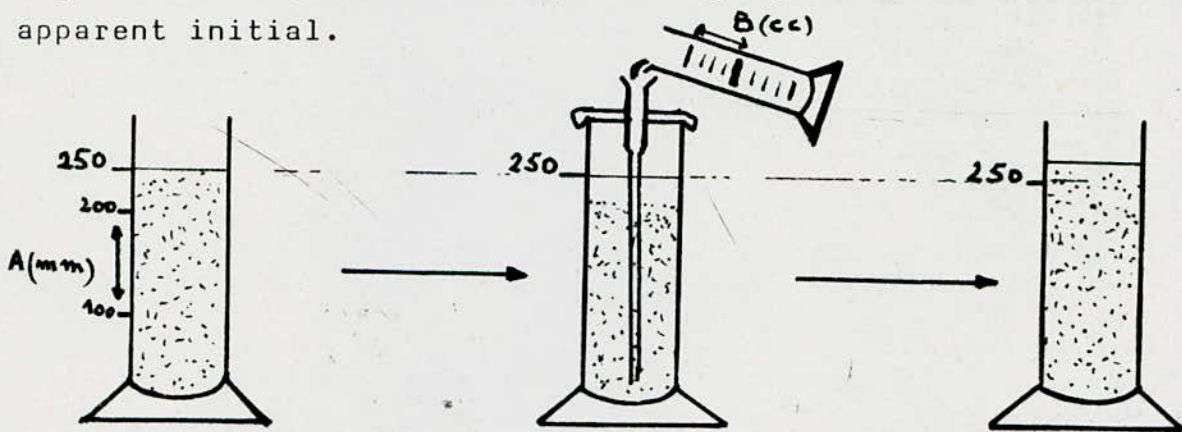
.4.3. - Mesure de la vitesse de sédimentation

Lorsque l'essai de floculation produit directement une sédimentation il sera inutile d'envisager l'utilisation d'un décanteur [7], (nous sommes dans ce cas).

5/ MODE OPERATOIRE

Nous remplissons de liquide floculé une éprouvette de 250 ml. Nous laissons se tasser pendant 10 mn la boue

Par un entonnoir, on introduit l'eau claire dans l'éprouvette de façon à mettre la boue en expansion jusqu'à lui rendre son volume apparent initial.



La vitesse théorique de sédimentation est donnée par [7]

$$VA = \frac{0,6 \text{ A.B.}}{1000}$$

VA en m³/h

A en mm : hauteur de l'éprouvette correspondant à 100 ml

B en ml : volume d'eau introduit dans l'éprouvette

$$VA = \frac{0,6 \times 98 \times 16}{1000} = 0,94 \text{ m/h}$$

- CHAPITRE 4 - LE PRETRAITEMENT -

.4.1. - LE REFROIDISSEMENT

Après une détente à une atmosphère, l'eau à traiter doit nécessairement subir un refroidissement, afin que la température n'affecte pas l'installation .

Nous utilisons l'air atmosphérique pour refroidir l'eau .

.4.1.1. - Réfrigérant à aération naturelle

.4.1.11 - Le bassin à ciel ouvert

C'est le plus simple système de refroidissement, mais il a l'inconvénient de nécessiter des surfaces considérables pour obtenir un résultat acceptable , de l'ordre de 10 M³ par M³/H [5]

.4.1.12 - Réfrigérant à tirage naturel (voir photo)

l'eau ruisselle sur un empilage de planches ajourées distantes de quelques dizaines de centimètres .

L'ensemble est enfermé dans une cheminée d'appel de hauteur et de section bien déterminées.

.4.1.13 - Réfrigérant à ventilation forcée (voir figure 1)

La structure interne est analogue au tirage naturel, l'air nécessaire au refroidissement est soufflé ou aspiré par plusieurs ventilateurs.

Sauf pour le bassin à ciel ouvert, l'eau arrive au sommet d'une tour, puis elle est répartie sur des surfaces de ruissellement constituées de bois, d'amiante ciment ou de plastique

.4.1.2. - Types de ruissellement

Dans le domaine des surfaces d'échanges entre air et eau, deux types de ruissellement peuvent être distingués.

. 4.1.21 - Ruissellement à film pur

L'échange s'effectue sur des plaques planes verticales le long desquelles l'eau ruisselle sous forme d'un film pur.

L'air traverse verticalement le réseau de plaques pendant que l'eau tombe par gravité ~~à la surface de ces~~ à la surface de ces dernières.

En raison des vides peu importants ménagés entre deux surfaces voisines, les risques "de colmatage par dépôt de tartre sont à craindre.

. 4.1.22 - Ruissellement à gouttes

L'échange s'effectue par l'intermédiaire de surfaces assurant un éclatement de l'eau en fines gouttelettes appelées effet Splash.

L'air circule dans toutes les directions pendant que l'eau tombe par gravité d'un plancher à un autre en subissant un véritable éclatement

Les gouttelettes ainsi créées augmentent les surfaces d'échanges entre l'air et l'eau .

La disposition aérée du lattage évite tout colmatage.

. 4.1.3. - Calcul du débit d'air nécessaire au refroidissement

L'air atmosphérique circule 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.

TOUR DE REFOIDISSEMENT A COURANTS CROISES

(Baltimore Air Coil)

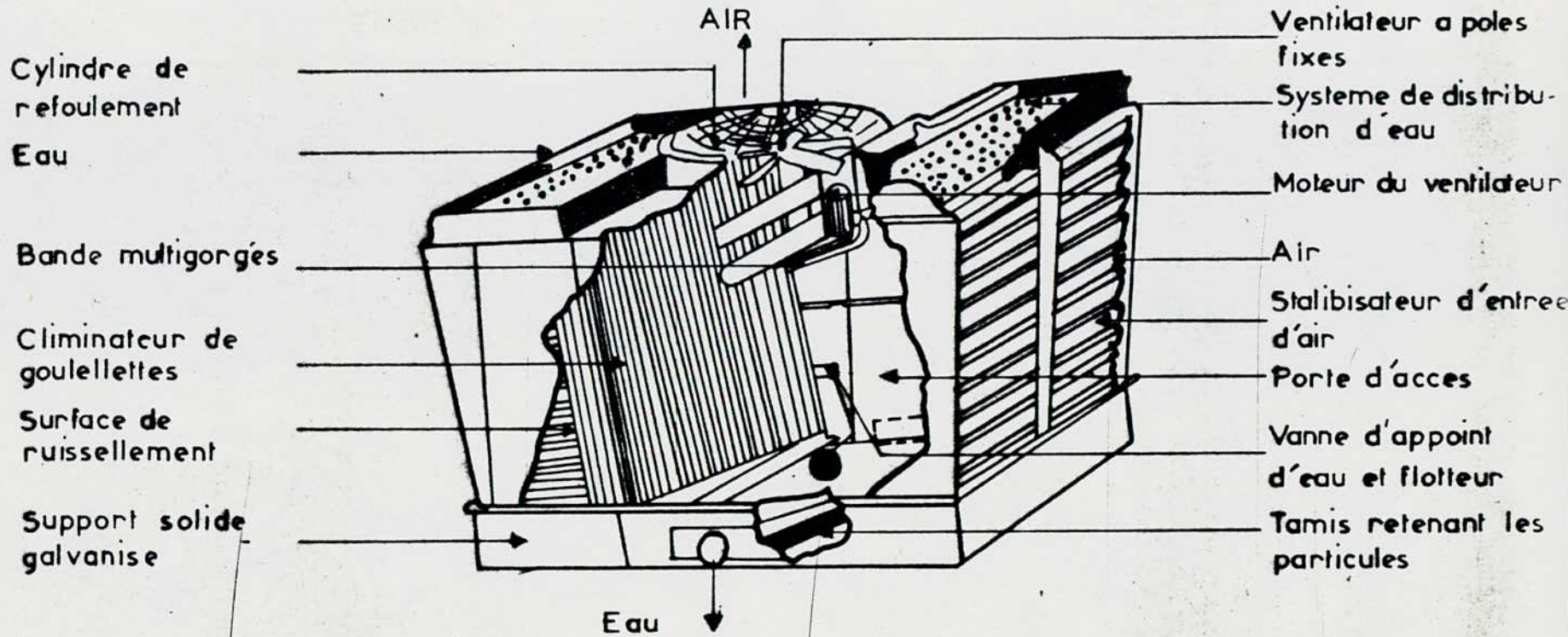
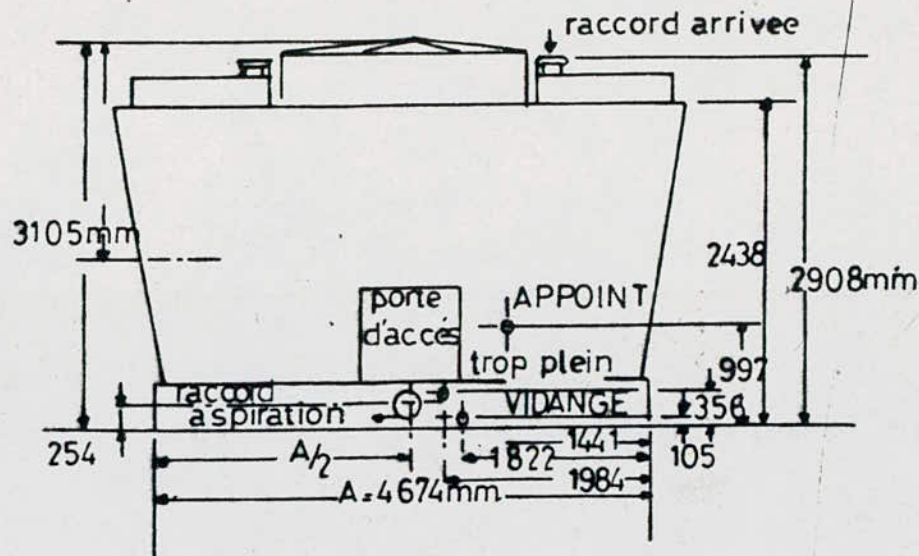
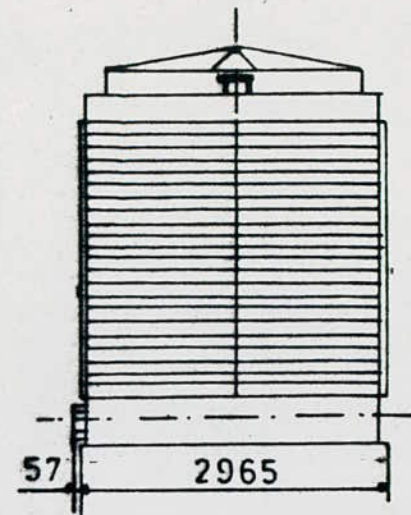


Figure 1

VUE LATÉRALE



VUE FRONTALE



Référence

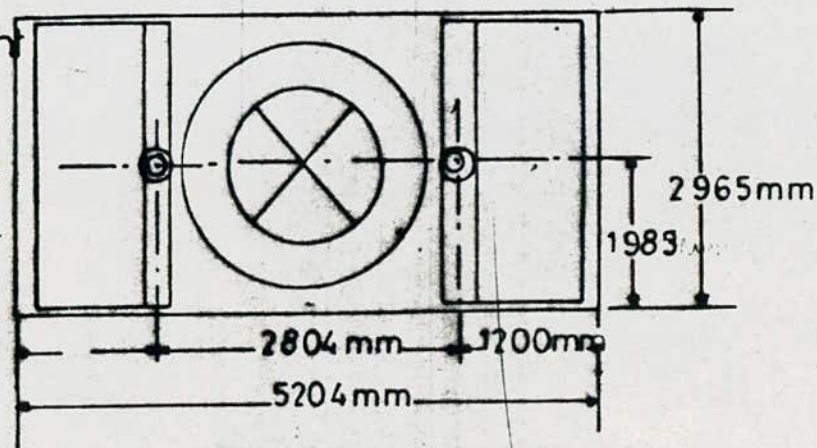
Revue Tour de Refroidissement

BALTIMOR CO

FEV. 1978

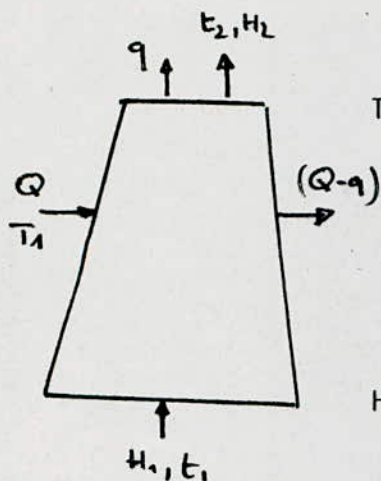
U.S.A

VUE EN PLAN



Cette double action se traduit par ; l'égalité

$$Q(T_1 - T_2) + qT_2 = A(H_2 - H_1)$$



Q : débit d'eau sur la tour (kg/h)

T_1 et T_2 : température de l'eau à l'entrée et à la sortie de la tour (°C)

q : quantité d'eau évaporée (kg/h)

G : débit d'air sec (kg/h)

H_1 et H_2 : enthalgies de l'air humide rapportées au kg d'air sec, à l'entrée et à la sortie de la tour.

Si l'on désigne par X_1 et X_2 l'humidité de l'air à l'entrée et à la sortie, alors la quantité d'eau E évaporée est :

$$q = G (X_2 - X_1) \quad (2) \quad X \text{ en kg d'eau par kg d'air sec}$$

L'enthalpie de l'air humide est la somme de la chaleur d'échauffement de l'eau de 0 à t °C et de la chaleur de vaporisation à t °C

H_1 et H_2 peuvent se calculer avec la formule de Regnault [7]

$$H_1 = 606,5 \cdot X_1 + 0,305 t_1 \quad (3)$$

$$H_2 = 606,5 \cdot X_2 + 0,305 t_2 \quad (4)$$

H en K Cal/kg

t en °C

t_1 température de l'air ambiant

t_2 température de sortie de l'air . °C

La combinaison des expressions (1) (2) (3) et (4) donne :

$$Q(T_1 - T_2) + G_1(x_2 - x_1)T_2 = G_1[606,5(x_2 - x_1) + 0,305(t_2 - t_1)] \quad (5)$$

Les termes X_1 et X_2 peuvent se calculer par l'expression

$$X = \frac{P}{760 - P} \cdot \frac{18}{29} \quad [5]$$

avec P pression partielle de l'eau

$$P = m \cdot v \quad \begin{array}{l} m: \text{humidité relative} \\ v: \text{tension de vapeur} \end{array}$$

à 29 °C et 80 % d'humidité $v = 30,04$

$$X_1 = \frac{0,8 \times 30,04}{760 - 0,8 \times 30,04} = 0,02$$

à 40° C et saturation $v = 43,01$.

$$X_2 = \frac{43,01}{760 - 43,01} = 0,06$$

De l'équation (5) nous déduisons la quantité d'air nécessaire au refroidissement qui entraîne une élévation de température de l'air de 15 °C [6]

Les calculs d se font dans les conditions suivantes \$

$$\begin{array}{l} T_1 = 59 \text{ °C} \\ T_2 = 30 \text{ °C} \\ t_1 = 29 \text{ °C} \\ t_2 = 44 \text{ °C} \\ Q = 468 \text{ m}^3/\text{h} = 468 \cdot 10^3 \text{ kg/h} \end{array}$$

De l'équation (5) et en remplaçant les valeurs de X_1 et X_2

$$G_1 = \frac{Q(T_1 - T_2)}{606,5(x_2 - x_1) + 0,305(t_2 - t_1) - (x_2 - x_1)T_2}$$

Application numérique

$$G_1 = \frac{468 \cdot 10^3 (59 - 30)}{606,5(0,06 - 0,02) + 0,305(44 - 29) - (0,06 - 0,02) 30}$$

$$G_1 = 676.115 \text{ Kg/h d'air}$$

Soit avec $\rho_{\text{air}} = 1,169 \text{ kg/m}^3$ à 29°C

$$G_1 = 1149390 \text{ m}^3/\text{h}.$$

La quantité d'eau évaporée est alors de :

$$q = G_1(x_2 - x_1)$$

$$q = 676.115 \times (0,06 - 0,02) \approx 27 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Pour une approximation suffisante, on estime qu'un litre d'eau évaporée correspond à 615 kcal, il en résulte [6]

Q (m³/h)

ΔT (°C)

$$q = \frac{Q \Delta T}{615}$$

$$q = \frac{468(59 - 30)}{615} \approx 22 \text{ m}^3/\text{h}$$

approximation suffisante pour un avant projet. [5]

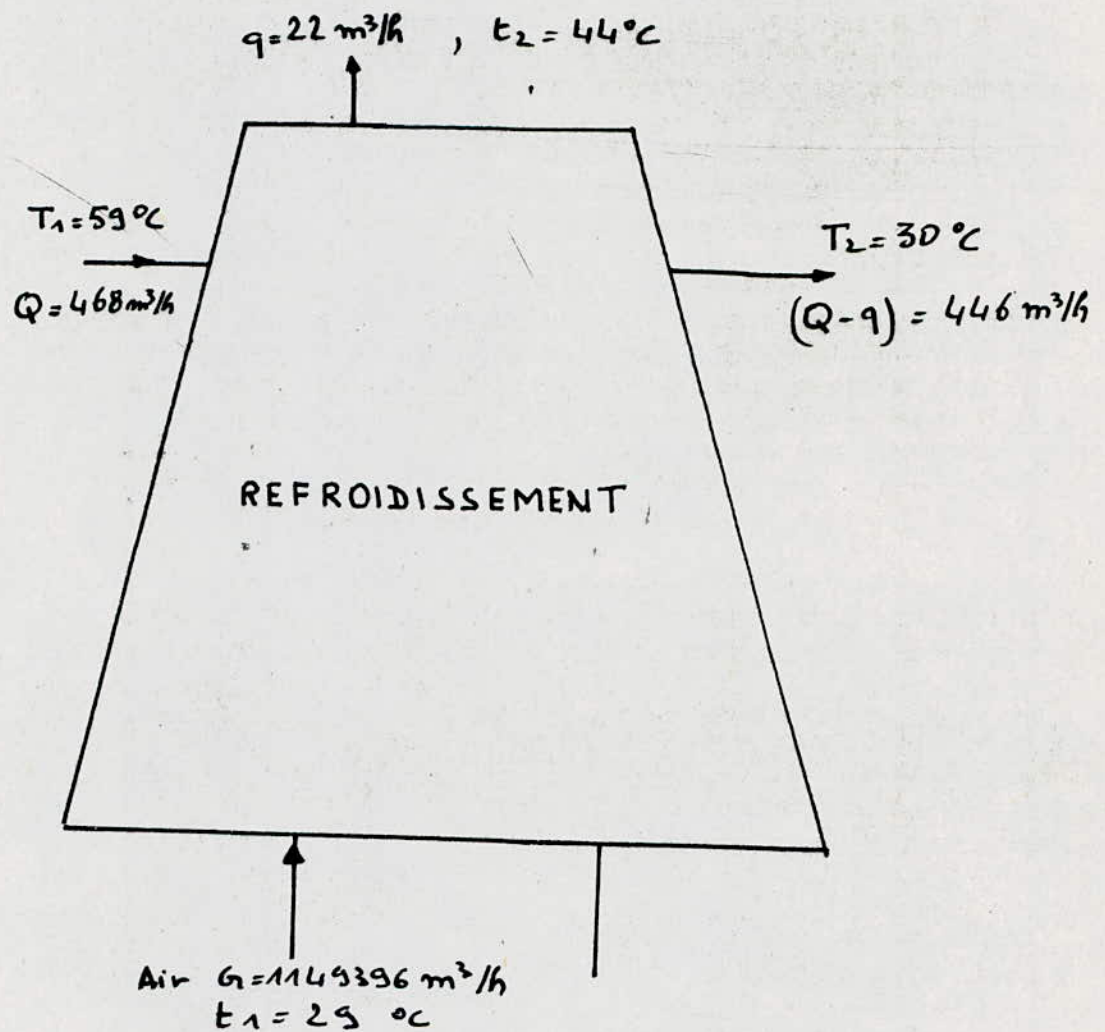
Pratiquement, le réfrigérant atmosphérique à tirage forcé conduit en ordre de grandeur à une perte d'eau de : [1]

- . 1,5 % de débit de circulation pour 10 oc d'abaissement
- . 0,5 % par entrainement

Dans notre cas, on abaisse la température de l'eau à 30 %
donc nous avons une perte d'eau par évaporation de 5 %, ce qui
donne 21,4 m³/h d'eau évaporée.

Ceci justifie la température de 44 ° C de l'air à la sortie de
tour .

Nous prendrons pour nos calculs une perte d'eau de 22 m³/h



.4.2. - LA FLOCCULATION

Les essais en laboratoire (par test) ont permis de déterminer les conditions optimales de coagulation (voir 3.4)

L'injection de coagulant se fera directement sur la conduite d'amenée . C'est ce qui se fait actuellement et cela ne semble pas poser de problème .

.4.2.1. - Le mélangeur rapide

Le coagulant pour être efficace doit agir de manière uniforme Pour cela il doit être réparti rapidement dans toute la masse d'eau, c'est l'objet de l'agitation rapide .

.4.2.11 - Volume du mélangeur rapide

Le temps d'agitation rapide est de 2 mm d'où le volume utile du mélangeur sera de :

$$V_a = Q t$$

Avec $Q = 124 \text{ l/s}$

$$T = 120 \text{ s}$$

$$\longrightarrow V_a = 14880 \text{ l} \longrightarrow V_a = 14,8 \text{ m}^3$$

Le volume sera réparti sur deux mélangeurs $2 \times 7,4 \text{ m}^3$

La hauteur du mélangeur est prise à 3 m

Sa section sera de $2 \text{ m} \times 1,25 \text{ m}$

.4.2.2. - Calcul de l'agitateur rapide

.4.2.21 - Notion de gradient de vitesse [1]

Si n_1 est le nombre de floccs de diamètre d_1 et n_2 , le nombre de floccs de diamètre d_2

La fréquence N de collision par unité de volume de suspension est donnée par la formule de SMOLUS HOWSKI

$$N = \frac{1}{6} n_1 n_2 (d_1 + d_2)^3 G \quad [1]$$

G : gradient de vitesse en Δ^{-1} est donné par la formule

$$G = \sqrt{\left(\frac{\partial V_x}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial V_y}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)^2} \quad [18]$$

où V_x , V_y , V_z , sont les vitesses des floes dans les trois directions de l'espace

.4.2.22 - Puissance d'agitation nécessaire

Elle est donnée par la relation

$$G = \sqrt{\frac{7,5 \cdot 10^5 P}{M \cdot V_a}} \quad [18]$$

G : en Δ^{-1} pris à 300 pour les eaux faiblement chargées

M : viscosité de l'eau en centipoises $M = 1,01 \text{ cp. à } 30^\circ\text{C}$ [7]

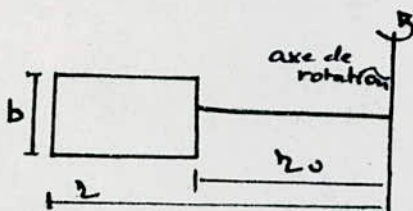
V : volume du mélangeur rapide = $7,4 \text{ m}^3$

P : puissance d'agitation en CV

$$P = \frac{(300)^2 \cdot 1,01 \cdot 7,4}{7,5 \cdot 10^5} = 0,89 \text{ CV}$$

On prévoira un moteur de 1 CV pour chaque bassin

. 4.2.23 - Dimensionnement des pales d'agitation



si v est la vitesse de rotation imposée, la force appliquée est :

ρ : masse spécifique de l'eau

S : surface de la pale

La force de freinage est donnée par $F = C_D \cdot F_1$
 où C_D est le coefficient de freinage

La puissance du système sera : $P = C_D F_1 v$

$$\text{alors } P = 1,44 \cdot 10^{-4} C_D \cdot \rho \cdot [(1-k)n]^3 \cdot b \cdot (2^4 - 2^4) N$$

où P : puissance au kgm/s

C_D : 1,8 pour les pales plates

ρ : 1000 kg/m^3

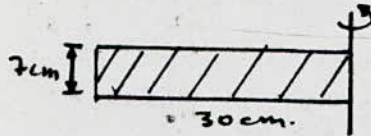
n : nombre de tours /mn

k : 0,25

On tire N l'épaisseur totale des pale (pour $M_0 = 0$)

$$N = 33,2 \text{ cm}$$

Soit 5 pales de 7 cm d'épaisseur chacune



4.2.3. - Dimensionnement du flocculateur

Le flocculateur a pour but de produire l'agitation lente qui provoque l'agglomération des fines particules en floccs qui sont sédimentées.

4.2.31 - Calcul de l'agitateur lent

Les étapes de calculs seront analogues à l'agitateur rapide.

4.2.311 - Volument de la chambre d'agitation lente

$$t = 20 \text{ mn}$$

$$Q = 124 \text{ l/s}$$

$$\Rightarrow V_a = 144 \text{ m}^3$$

réparti sur 10 chambres de 144 m^3 chacune

de même dimension que le mélangeur rapide soit $3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \times 1,25 \text{ m}$.

4.2.3.12 - Puissance d'agitation

$$P = 0,33 \text{ cv} \quad \text{avec } G = 130 \text{ s}^{-1} \quad \text{eau très turbide après agitation rapide.}$$

$$V = 14,4 \text{ m}^3$$

nous prendrons un moteur de 0,5 CV pour chaque mélangeur lent.

4.2.3.13 - Dimensionnement des pales

N = 20 cm on prendra 2 pales de 10 cm

- 4.3. LA FILTRATION -

La filtration a pour but de retenir les matières minérales ou organiques en suspension résultantes du traitement préalables Il existe trois types de filtres à eau

- . les filtres à sable lents
- . les filtres à sable rapides
- . les filtres sous pression

a/ Généralités

Les filtres à sables lents sont construits de telle sorte que l'eau traverse la couche filtrante à une vitesse très faible de l'ordre de 2,5 à 10 m/J [1]

Ils occupent pour cela de grandes étendues de terrains, un volume de sable important demandant un personnel d'entretien relativement élevé [3]

D'une manière générale, les avantages de ces filtres (membranes biologiques, simplicité de fonctionnement) justifient leur utilisation dans les petites agglomérations où l'on ne traite que des eaux de surface relativement claires [4]

Les filtres à sable rapides se distinguent par une vitesse de filtration variant de 2,4 à 12 m/h. Leur utilisation est plus usuelle pour les grands débits d'eau.

Les filtres sous pression fonctionnent selon le même principe que les filtres à sable mais leur réseau de drainage et leurs lits de sable et de gravier sont placés dans des cylindres d'acier conçus pour supporter des pressions de l'ordre de 10 atm [4]

Le procédé permet de filtrer l'eau sans perte de pression et d'éviter ainsi ~~un~~ un double pompage .

Cet avantage ne compense cependant pas les difficultés d'introduire des produits chimiques dans l'eau sous pression, d'examiner , de nettoyer et de remplacer le sable , le gravier et les drains inférieurs des filtres sous pression . Il n'est pas possible d'observer l'aspect de l'eau en cours de filtration .

Nous choisissons le mode de filtration en tenant compte non seulement des avantages et inconvénients de chaque procédé , mais aussi des conditions locales .

Pour notre installation de filtration , les filtres à sables rapides semblent les mieux adaptés à la région de TOUGGOURT.

.2/ CONCEPTION DU FILTRE

On peut distinguer dans les filtres rapides :

- . le corps du filtre
- . La couche filtrante
- . le dispositif de drainage
- . Les régulateurs de débit
- . Le circuit de lavage du filtre

Le corps des filtres sera constitué d'une structure parallélépipédique en béton armé.

2.1. La Couche filtrante

L'efficacité de la filtration dépend en grande partie de la taille du grain . La couche filtrante est constituée.

- ? D'une couche de sable moyen
- . D'une couche de sable grossier
- . D'une couche de gravier .

Les sables fins donnent de bons résultats de filtration mais engendrent une résistance de frottement plus grande au passage de l'eau

Le sable doit avoir une taille effective voisine de 0,8 mm et un coefficient d'uniformité proche de 1,5 [4]

La taille effective d'un sable est la dimension de grain au dessous de laquelle se classent en poids 10 % des grains de sables considérés .

Le coefficient d'uniformité c'est le quotient de la dimension de grains au dessous de laquelle se classent en poids 60% des grains par la dimension au dessous de laquelle se classent 10 % des grains (

On obtient une bonne filtration et une durée raisonnable d'utilisation continue du filtre en employant un sable de taille effective comprise en 0,5 et 0,7 mm [4]

Nous prendrons une valeur moyenne de 0,6 mm

L'épaisseur de cette couche doit être comprise entre 0,60 et 0,90 m , nous la prendrons égale à 0,8 mm.

Il est conseillé d'intercaler entre la 1er couche de sable et le gravier , une couche de sable grossier de 8 cm de taille effective comprise entre 0,8 mm et 2 mm

Le lit de gravier sépare le système de drainage du lit filtrant Il a pour but d'empêcher le milieu filtrant (sable) d'endommager le système de drainage d'une part et d'assurer une répartition uniforme de l'eau filtrée.

L'épaisseur de la couche de gravier est de 40 à 60 cm , celle-ci est sensiblement réduite lorsque le filtre est muni d'un fond qui joue le même rôle que la couche inférieure de gros gravier .

2.2. - La hauteur de l'eau

Il est recommandé que le sable soit surmonté d'une couche d'eau de 1 à 1,5 m pour éviter le colmatage
La hauteur de l'eau au dessus du lit filtrant sera maintenue constante par un système de régulation en aval du bassin , nous prendrons comme hauteur d'eau 1,0 m [8]

2.3. - La hauteur de sécurité

Elle a pour rôle de réduire l'introduction de poussières en cas de vent et d'empêcher le débordement de l'eau au cours de l'arrêt de l'un des filtres [4]
La hauteur de sécurité est prise égale à 20 cm

2.4. - Qualités du sable et du gravier

Le sable devra etre composé de grains durs arrondis , répondant autant que possible aux normes de taille effective et d'uniformité
Il convient d'utiliser des graviers durs de préférence plutôt que de la pierre v broyée.
Le sable et le gravier doivent être indemne de terre d'argile et de matières organiques aussi ils doivent être lavés avant leur utilisation

Coefficient d'uniformité

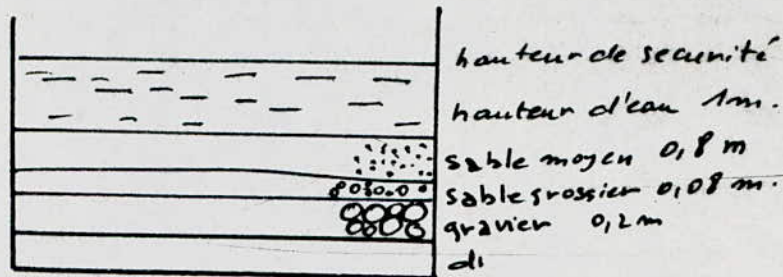
taille effective

courbe granulométrique d'un sable

2.5. - Hauteur du bassin

La profondeur du bassin doit être au minimum de 2,5 m et si possible de 3 m pour une bonne filtration (4)

$$H = 2,98$$



3/ CALCUL DE LA SURFACE FILTRANTE

Le débit d'eau à filtrer est de 446 m³/h

En filtration rapide, les vitesses de passage sont de 4 à 6

Nous prenons une vitesse de filtration égale à

La surface filtrante est déduite de l'équation de continuité.

$$S = \frac{Q}{V_f}$$

$$Q = 446 \text{ m}^3/\text{h}$$

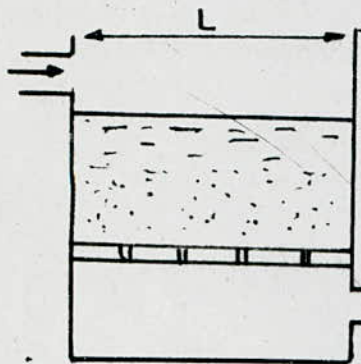
$$V = 5 \text{ m/h}$$

$$S = 89,2 \text{ m}^2 \approx 90 \text{ m}^2$$

Il y a lieu de prévoir plusieurs filtres pour faciliter le lavage de ceux-ci et permettre la réparation de l'un d'eux sans interrompre le fonctionnement de l'unité

La surface filtrante sera répartie entre 4 filtres de 22,5 m² chacun, soit chaque filtre de largeur $l = 3 \text{ m}$ et de longueur $L = 7,5$ [7]

4. Calcul de la perte de charge au travers d'un filtre



le trajet effectif du fluide

L longueur du filtre

v_a vitesse d'apparente du fluide

μ viscosité dynamique du fluide

\bar{p} porosité du sable

S_i aire de l'interface eau grain par unité de volume totale

La valeur de la perte de charge dans le filtre est fournie par la formule de CARMAN KOZENY [8]

$$\Delta H = \frac{L \mu l_c v_a l_c S_i^2}{S_f g \bar{p} L \bar{p}^2} \quad (1)$$

Pour aboutir à l'équation finale de la perte de charge, certains rappels de cours de mécanique des sols et d'hydraulique sont nécessaires

$$S_i = S_g / v_t \quad (2)$$

$$S_g = \pi d^2 \quad (3)$$

$$v_g = \pi d^3 / 6 \quad (4)$$

$$v_f = \frac{v_g}{\bar{p}} \frac{l_c}{L} \quad (5)$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (6)$$

d : diamètre du grain

S_g : section du grain

v_g : volume du grain

v_f : vitesse de filtration

ν : viscosité

v_t : volume totale du filtre

v_i : volume des interstices

$$\left. \begin{array}{l} \bar{p} = v_i / v_t \\ 1 - \bar{p} = 1 - v_i / v_t \\ v_t = v_i = v_g \end{array} \right\} \Rightarrow 1 - \bar{p} = v_g / v_t$$

La combinaison de (2) et (7) donne : $S_i = (1 - \bar{p}) \frac{S_g}{v_g} \quad (8)$

En multipliant et en divisant par (1) l'expression (1) puis en combinant (1) (2) et (8)

$$\Delta H = \frac{2\mu}{\rho_f g} \left(\frac{l_c}{L}\right)^2 \left(\frac{S_g}{V_g}\right)^2 \frac{(1-\bar{P})^2}{\bar{P}^3} v_a \cdot l. \quad (9)$$

Dans cette formule le fluide intervient par μ et ρ_f , le matériau par $l_c/L = k$, \bar{P} , S_g/V_g

Il est possible de faire apparaître le coefficient de sphéricité γ car S_g/V_g vaut $S_0/S_3 = 6/d$ où d représente le diamètre de la sphère équivalente dont la surface est :

$$S_3 = \frac{S_g}{V_g} = \frac{6}{d^2} \quad (10)$$

l'expression (9) donne

$$\Delta H = k \frac{\mu}{\rho_f g} \left(\frac{S_g}{V_g}\right)^2 \frac{(1-\bar{P})^2}{\bar{P}^3} v_a \cdot l. \quad (11)$$

La combinaison de (10) et (11) donne

$$\Delta H = 36 k \frac{\mu}{\rho_f g} \frac{(1-\bar{P})^2}{\bar{P}^3} \frac{1}{(\psi d)^2} \text{ Va. l. (12)}$$

Enfin la combinaison de (5), (6) et (12) donne l'expression finale

$$\Delta H = 36 \frac{\nu}{g} \frac{(1-\bar{P})^2}{\bar{P}^3} \frac{V_f}{(\psi d)^2} \quad \begin{array}{l} \nu \text{ en m}^2/\text{s} \\ V_f \text{ en m/s} \\ d \text{ en m.} \end{array}$$

Application numérique

. Pour la couche supérieur de sable

$$\nu = 0,8 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \text{ à } 30^\circ\text{C} [7]$$

$$\bar{P} = 0,45 [3]$$

$$\psi = 0,9 \text{ grains arrondis} [7]$$

$$V_f = 5 \text{ m/s}$$

$$\Delta H = 36 \frac{0,8 \cdot 10^{-6}}{9,81} \frac{(1-0,45)^2}{(0,45)^3} \frac{0,001388}{(0,9 \times 0,6)^2 \cdot 10^{-6}} = 0,02 \text{ m.}$$

. Pour la couche de sable grossier

$$\Delta H = 36 \frac{0,8 \cdot 10^{-6}}{9,81} \frac{(1-0,2)^2}{(0,2)^3} \frac{0,001388}{(0,9 \times 1)^2 \cdot 10^{-6}} = 0,04 \text{ m.}$$

$$\bar{P} = 0,2 (3)$$

. Pour la couche de gravier

$$\Delta H = 36 \frac{0,8 \cdot 10^{-6}}{9,81} \frac{(1-0,2)^2}{(0,2)^3} \frac{0,001388}{(0,9 \times 38)^2 \cdot 10^{-6}} = 5 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

La perte de charge totale dans le lit filtrant est due aux couches supérieures de sable

$$\Delta H = 0,02 + 0,04 = 0,06 \text{ m} = 6 \text{ cm.}$$

Cette perte de charge de 6 cm (filtre propre) augmente jusqu'à atteindre 1,5 à 2,5 m au bout de 48 heures [8]

.5 - LAVAGE DES FILTRES

Le lavage des filtres est une opération très importante, lorsqu'il est insuffisant, il entraîne le colmatage permanent de certaines zones du filtre (formation de mudd-ball). Les busclures pour lavage à l'eau et à contre courant (de bas en haut) seront utilisées

Mode de lavage des filtres

Le lavage se fera sans mise en expansion, par air et eau simultanément.

Ce système de lavage permet une économie d'eau. Il consiste à utiliser un débit d'eau de retour insuffisant pour provoquer l'expansion du sable et à agiter en même temps celui-ci par une injection d'air comprimé.

Le sable n'étant pas mis en expansion et la croûte superficielle étant parfaitement détruite par l'air, les "mud-ball" ne peuvent pas se former. [3]

Avec 50 busclures par m² de plancher et un débit d'air de 1 m³/h à contre courant, les mudd-balls sont totalement inconnus avec ce mode de lavage [7]

.5.1. - Calcul de la vitesse de l'eau de lavage

La vitesse de lavage est calculée à la limite du f lit filtrant

DP caractérisant la perte de charge liée à l'expansion à travers toute la hauteur l du lit filtrant pour le stabiliser est aussi égale au poids de l'ensemble des grains d'une colonne de section unitaire [8]

$$\Delta P = (\rho_s - \rho_f) g (1 - \bar{p}) l \quad (14)$$

DP est, pour la vitesse de lavage, essentiellement dû aux frottements apprécié par la formule de CARMEN KOZENY [8]

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \bar{p})^2}{\bar{p}^3} \frac{\mu v_L}{d^2} \quad (15)$$

L'égalité de (14) et (15) donne avec (6)

$$v_L = g \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \frac{1}{150} \frac{\bar{p}^3}{1 - \bar{p}} \frac{d^2}{\nu}$$

Application numérique

$$\rho_s = 1,45 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_f = 1 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$$

$$\bar{p} = 0,45$$

$$d = 0,6 \text{ mm}$$

$$\nu = 0,18 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$v_L = 9,81 \frac{(1,45 - 1) \cdot 10^3}{1 \cdot 10^3} \cdot \frac{1}{150} \frac{(0,45)^3}{1 - 0,45} \frac{0,6^2 \cdot 10^{-6}}{0,18 \cdot 10^{-6}}$$

$$v_L = 7,56 \text{ m/h} \approx 8 \text{ m/h}$$

6 - Régulation des installations filtrantes

Il est indispensable de maintenir une tranche d'eau au dessus du sable, pour éviter le dénoyage du filtre entraînant une modification dans l'arrangement des grains de sable occasionnant, à la remise en eau, la formation de "renard" 3 par lesquels l'eau s'engouffrerait sans être filtrée.

PRINCIPE DE L'APPAREIL DE REGULATION NEY PIC -DEGREMONT

6.1. - Disposition de l'appareil

L'appareil de régulation n'est autre qu'un siphon dont le point haut est aménagé pour recevoir en permanence une quantité d'air variable (fig). La partie haute du siphon doit, de plus se situer à un niveau supérieur à celui du sable, de façon à

qu'à l'arrêt, le filtre ne se découvre pas . Elle doit correspondre au niveau du plan d'eau sur le filtre.

6.2. - Principe de fonctionnement

Quand l'entrée d'air est complètement obturée, le vide relatif au point haut du siphon a pour valeur J , distance entre le plan d'eau sur le filtre et le plan d'eau sur la vasque (fig)

En introduisant de l'air à ce point haut , la branche ascendante du siphon est remplie d'eau de masse volumique $\rho = 1 \text{ kg/dm}^3$ et l'air est entraîné avec l'eau dans la branche descendante donnant lieu à un mélange émulsionné de masse volumique inférieure

Si à ce moment, la perte de charge dans le filtre vaut J_1 et si l'on imagine un tube manométrique piqué sur la branche ascendante , l'eau dans ce tube , ne s'élèvera que jusqu'à une distance J_1 du plan d'eau sur le filtre , donc au sommet du siphon

J_1 représentera donc le vide relatif et on aura

$$J_1 \times \rho = J \rho'$$

En conséquence, une faible introduction d'air (en provenance de l'extérieur) aura créé une perte de charge J_2 telle que :

$$J_2 = J - J_1 = J (1 - \rho')$$

Le principe de ce mode de régulation consiste à maintenir J constant en jouant sur J_2 , donc sur , c.a.d en modifiant plus ou moins le débit d'air à la partie haute du siphon . Cette modification s'effectue automatiquement grâce à un flotteur reposant sur le plan d'eau de la vasque et agissant sur un clapet monté dans une boîte dite de partialisation qui assure l'admission de la quantité d'air voulue.

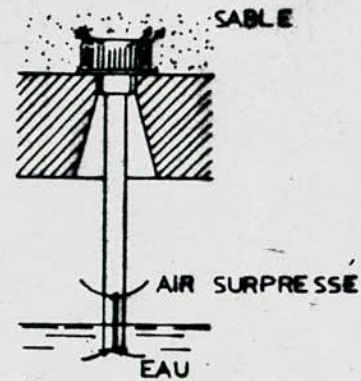
Ainsi, après lavage du filtre , J1 est faible . Pour maintenir J constant , J2 doit être grand.

Au fur et à mesure que le colmatage s'installe, J1 augmente, J2 diminue , le débit d'air ~~dimin~~ diminue et devient nul à la limite du colmatage .

A ce moment , le vide contrôlé au point haut du siphon par un vanomètre, atteint la valeur J et le filtre doit être lavé.

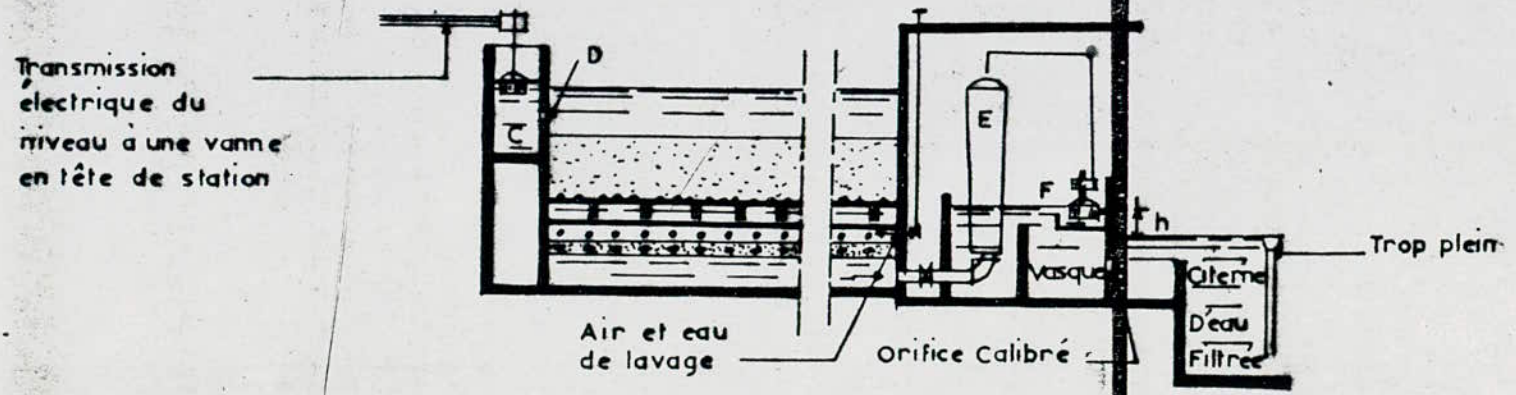
La différence de hauteur entre le plan d'eau dans le filtre et la vasque doit être compris entre 1,2 m et 1,5 m .[3]

TYPE DE BUSULURE (Degremont)



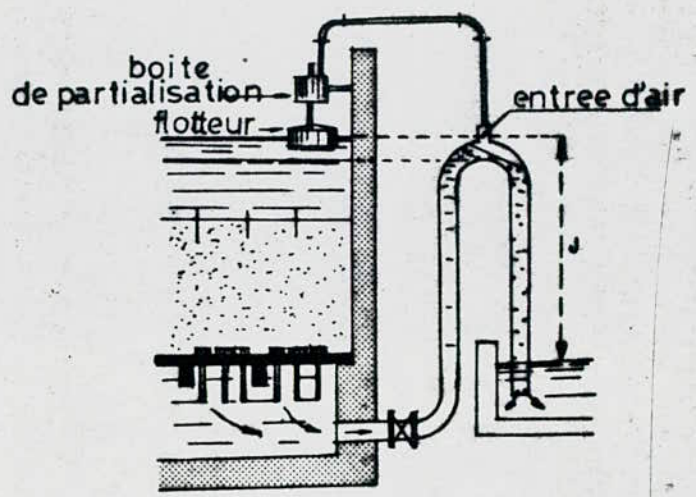
REGULATION AVAL

(Le debit du filtre est defini par la hauteur h)

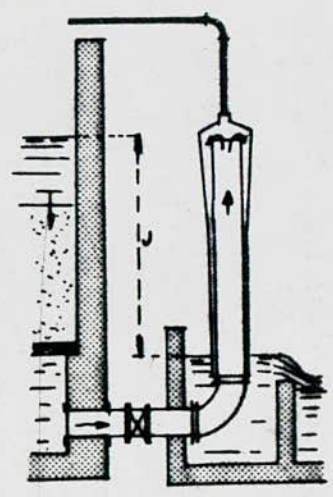


SIPHONS NEYRPIE - DEGREMONT

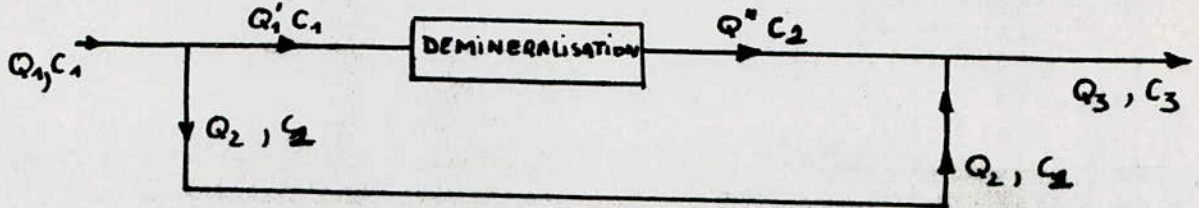
SIPHON CLASSIQUE



SIPHON CONCENTRIQUE



Avant de procéder au calcul du poste de déminéralisation, nous envisageons de calculer le débit d'eau à traiter pour avoir une salinité résiduelle de l'eau distribuée, de 900 p.p.m admise par les normes de l'OMS.



Ecrivons les équations de Koichev au point B :

- . Pour les débits $Q_3 = Q_2 + Q''$ (1)
- . Pour le sel transporté $Q_3 C_3 = Q'' C_2 + Q_2 C_1$ (2)

Au point A :

- . Pour les débits $Q_1 = Q'_1 + Q_2$ (3)

Nous substituons Q_2 de l'équation (3) dans l'équation (1)

$$Q_3 = Q_1 - Q'_1 + Q''_1$$

Pendant le fonctionnement la conversion est de 75 % qui est le rapport entre la quantité d'eau traitée sur la quantité d'eau brute, d'où :

$$Q''_1 = 0,75 Q'_1$$

$$Q_3 = Q_1 - 0,25 Q'_1 \quad (4)$$

En remplaçant l'équation (4) dans (3) nous obtenons :

$$Q_1 C_3 - 0,25 Q'_1 C_3 = 0,75 Q'_1 C_2 + Q_2 C_1 \quad (5)$$

Avec les équations (3) et (5) nous formons le système d'équation suivant .

$$Q_1 C_1 = Q'_1 C_1 + Q_2 C_1$$

$$Q_1 C_3 = (0,75 C_2 + 0,25 C_3) Q'_1 + Q_2 C_1$$

Avec Q_1 , C_1 , C_2 , C_3 connus, nous déduisons Q_1 débit d'eau brute à traiter avec

$$Q_1 = 446 \text{ M}^3/\text{h}$$

$$C_1 = 2108 \text{ mg/l}$$

$$C_2 = 2108 \text{ mg/l}$$

$$C_3 = 900 \text{ mg/l (salinité de l'eau d'alimentation).}$$

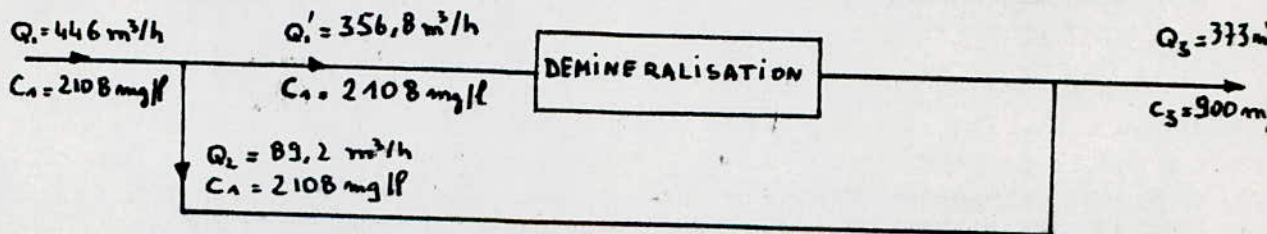
$$\begin{cases} 446 \times 2108 = 2108 \times Q_1 + 2108 \times Q_2 \\ 446 \times 900 = (0,75 \times 2108 + 0,25 \times 900) Q_1 + 2100 Q_2 \end{cases}$$

La résolution de ce système d'équation nous donne.

$$Q_1 = 356,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_2 = 89,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_3 = Q_2 + Q_1$$



L'eau brute arrivant dans le poste de déminéralisation subit une microinfiltration qui est une filtration de sécurité. Cette microinfiltration protège les membranes des matières solides imprévues et assure la pureté de l'eau [20]

Nous utiliserons des filtres à cartouches

La couche poreuse du filtre aura au maximum un diamètre de 10μ [20]

Le débit d'eau à traiter étant important nous prendrons quatre filtres à cartouches .

Le nombre de cartouches à utiliser est fonction des caractéristiques techniques d'une cartouche

Nous choisissons la cartouche suivante [17]

- . Longueur / 31 inch = 0,79 m
- . Surface effective de filtration : $4 \text{ sq.ft} = 0,3716 \text{ m}^2$
- . Vitesse effective de filtration : $4 \text{ gal/mn.sq.ft} = 234,7 \text{ m}^3/\text{J.m}^2$
- . pertes de charge : 0,204 atm.

Le débit d'eau brute filtrée par cartouche est :

$$Q_f = 234,7 \times 0,3716 = 87,2 \text{ m}^3/\text{j}$$

Chaque filtre traite environ $357 \text{ m}^3/\text{h} \times \frac{22}{4} = 1964 \text{ m}^3/\text{J}$ d'eau brute

Donc chaque filtre possédera $\frac{1964}{87,2} = 22,5 \Rightarrow 23$ cartouches

Soit au total pour les quatres filtres

$$23 \times 4 = 92 \text{ cartouches}$$

La durée de vie d'une cartouche est d'environ un mois [20]

Nous en tiendrons compte pour le calcul économique

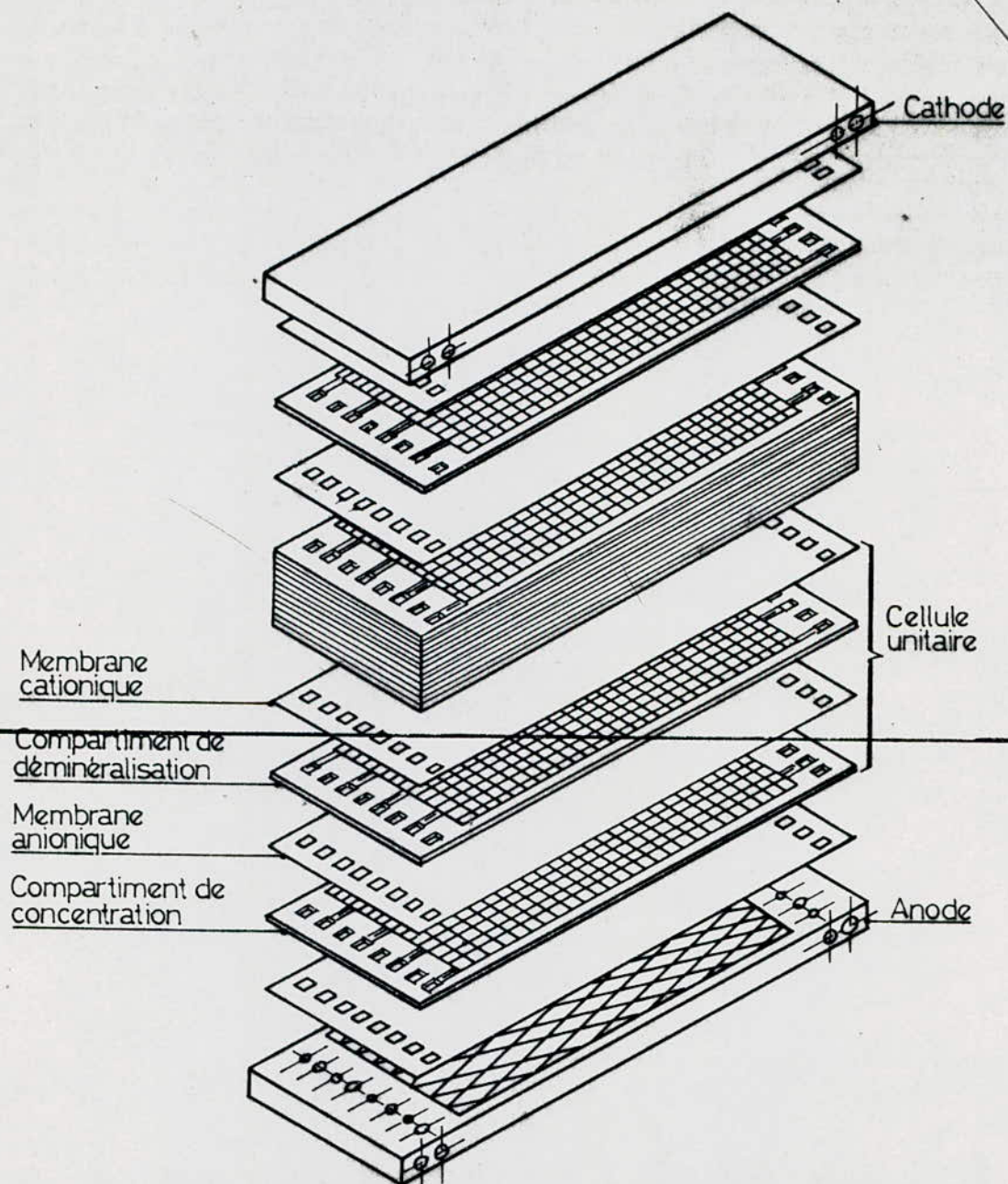
. 5.1. - L'électrodialyseur [12]

Un électrodialyseur est institué de centaines de paires de cellules pressées entre des électrodes de grandes surfaces, à l'aide d'un vérin hydraulique ou tiges filetées et boulons

Les paires de cellules sont empilées les uns sur les autres à la manière d'un filtre pressé, d'où le nom d'empilement donné à l'ensemble

FIG

- TECHNOLOGIE D'UN ELECTRODIALYSEUR -



paire de cellule électrodes.

Un module d'électrodialyse peut être considéré comme une succession de cellules unitaires qui sont :

- . Un compartiment de déminéralisation
- . Une membrane cationique
- . Un compartiment de concentration
- . une membrane anionique

.5.1.1. - Les compartiments

La disposition d'une série alternée des deux types de membranes constituent des compartiments dans lesquelles circulent les solutions salines.

Dans le module d'électrodialyse, le nombre de compartiments doit être aussi élevé que possible de manière à minimiser les pertes d'énergies tout en augmentant sa performance.

On distingue deux types de compartiments caractérisés par le système de distribution et de répartition du liquide entre les membranes c'est à dire par le mode d'écoulement dans le compartiment.

.5.1.11 - Compartiment à écoulement labyrinthe "tortuous path".

Ce système à l'avantage de faire circuler les liquides à des vitesses élevées de l'ordre de 70 cm/Δ tout en maintenant entre les membranes une distance uniforme.

L'inconvénient de ce système à vitesse élevée, vient de ce que le temps passé par le liquide à traiter, dans les compartiments de dilution est court et par conséquent le taux de désalement est faible.

Ce système occasionne aussi des pertes de charges élevées.

FIG

Empilement pour ED/EDR

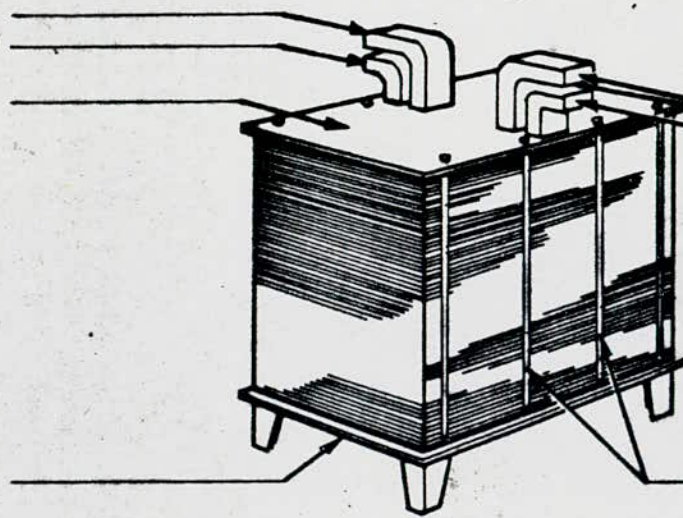
Sortie saumure
Eau epuree
Electrode

Eau brute
Entree saumure

Paires de cellules

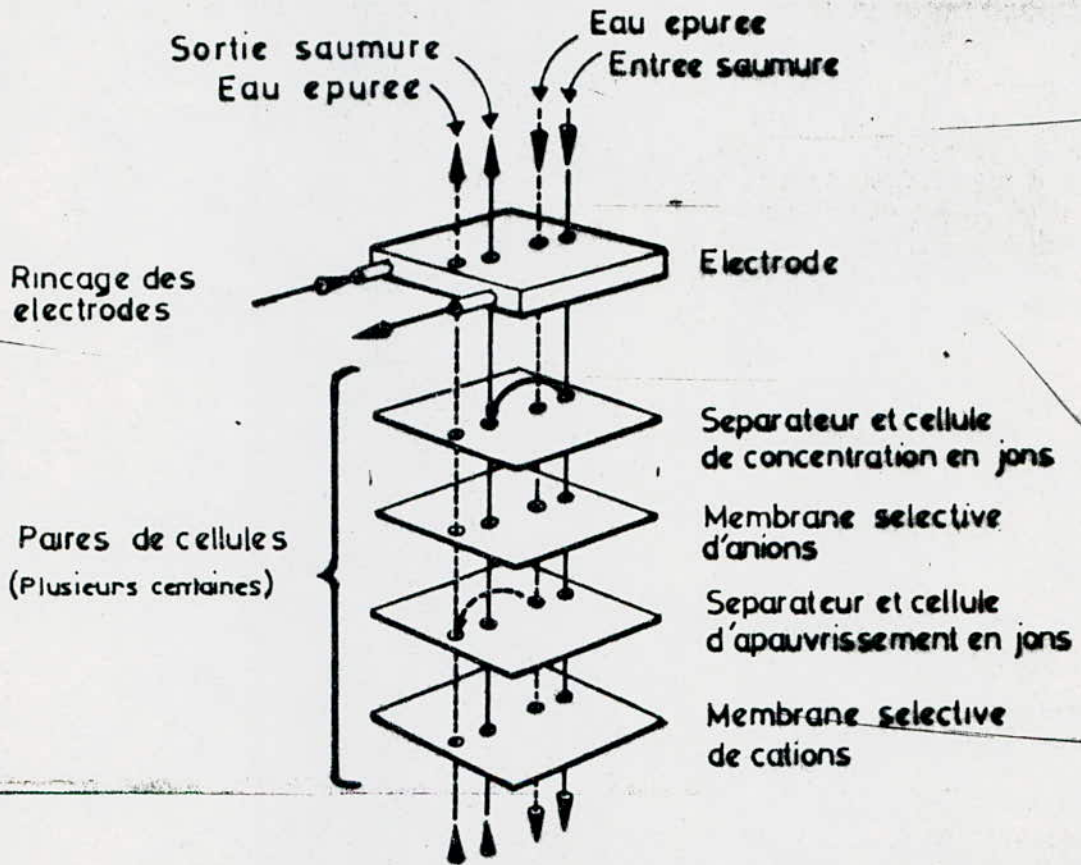
Electrode

Tirants filetes



FIG

Vue éclatée d'un empilement ED EDR



.5.1.12 - Compartiment à écoulement ou nappe "sheet flow"

La vitesse de circulation est de l'ordre de 6 à 10 cm/s

Ce système est constitué par un grillage plastique qui a l'avantage de soutenir les membranes et de créer une turbulence

Le temps de passage dans les compartiments augmente et les pertes de charges diminuent, mais il est à craindre l'entartrage rapide des membranes

. 5.1.13 - Les électrodes

les électrodes sont réalisées avec des machines inoxydables . Dans le cas général de l'électrodialyse l'anode est un titane ou en tantalplatiné et pour la cathode un acier inoxydable .

Dans le cas où l'électrodialyse est à inversion de polarité les deux électrodes sont constituées de ~~matériaux~~ matériaux identiques comme le graphite ou le titane platiné .

Le nombre d'électrodes dépend de l'utilisation de l'appareil.

Dans le cas le plus simple, le module électrodialyse est équipé de deux électrodes placés aux extrémités de celui-ci .

Il est possible de placer à l'intérieur du module plusieurs électrodes en parallèle .

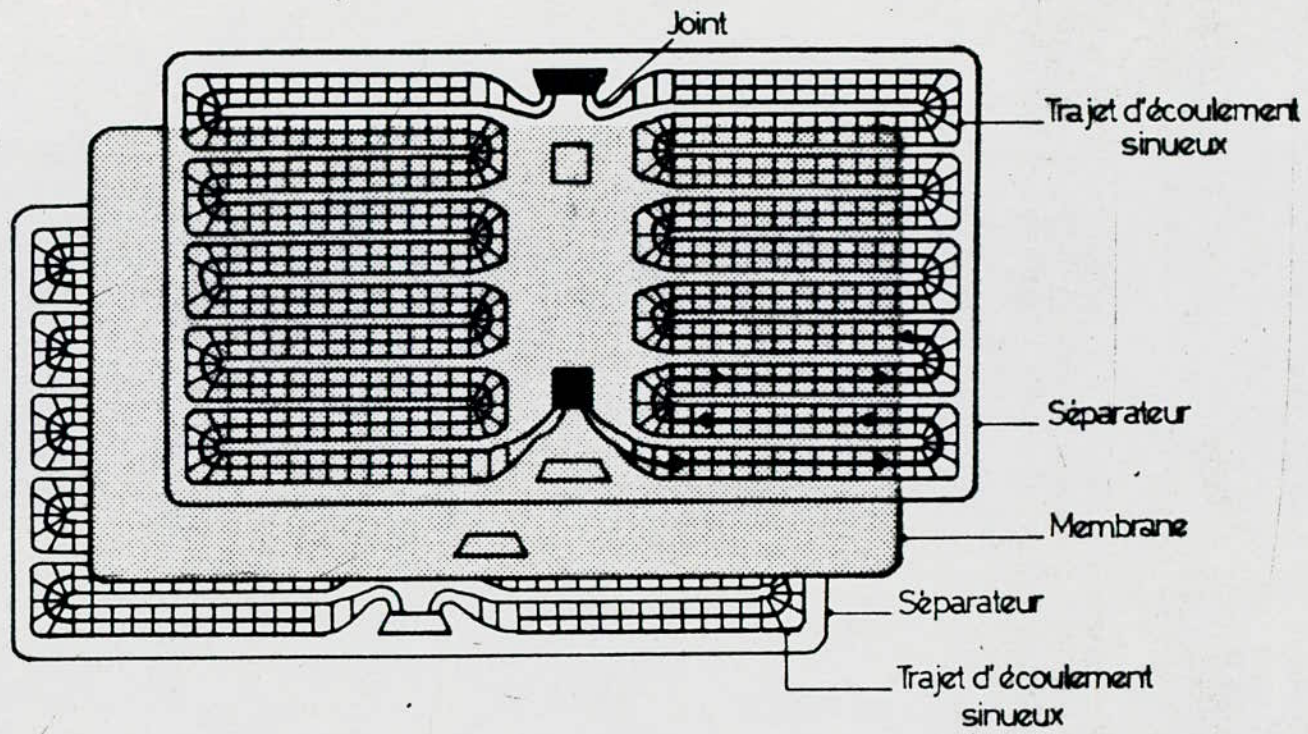
Ce système multi-électrodé est recommandé lorsque :

. Le nombre de cellules unitaires est trop élevé de manière à diminuer la tension électrique aux bornes du module.

. L'on veut améliorer les performances de l'appareil en faisant travailler plusieurs paquets de membranes à des densités de courants différentes.

. Lorsque la tension disponible est trop faible .

Séparateur d'empilement EDR



Séparateur = Trajet d'écoulement sinueux + joint

Dimensions:
Membrane 460 x 1015 x 0,5 mm
Séparateur 460 x 1015 x 1 mm

.5.1.3. - Les membranes d'électrodialyse

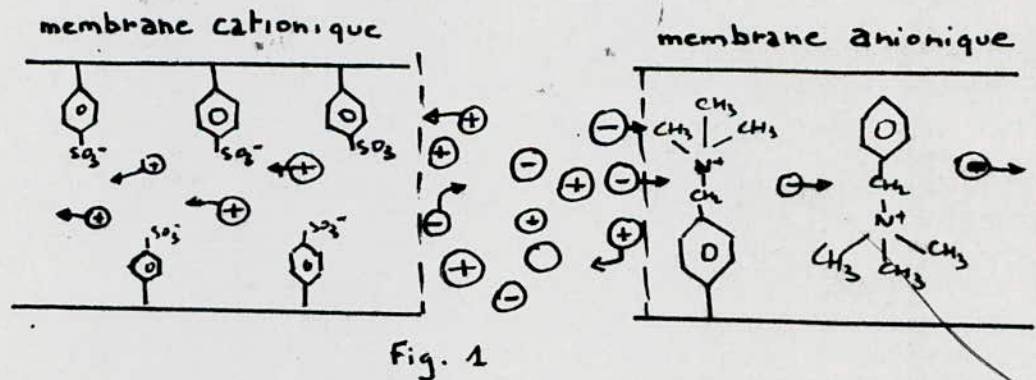
Les membranes utilisées en électrodialyse sont des membranes échangeurs d'ions qui se présentent sous forme de feuilles dont l'épaisseur est comprise entre 0,1 et 0,8 mm. Imperméables à une catégorie d'ion (anions ou cations), mais perméables à l'autre ; ces membranes échangeuses d'ions auront la propriété d'être sélectives.

Les membranes perméables aux cations et imperméables aux anions sont les membranes cationiques, celles ayant la propriété inverse sont anioniques .

.5.1.31 - Structure des membranes sélectives

Dans la membrane sélective d'anions qui ne laisse passer que les anions; c'est un groupement ammonium quaternaire (NR_3^+) qui est utilisé (figure 1).

la membrane cationique perméable aux cations possède un groupement fonctionnel . C'est en général un groupement acide sulfonique (HSO_3^-)



Les membranes chargées opèrent une sélection entre les ions présents dans la solution selon le signe de leur charge électrique.

La membrane chargée négativement comprend des groupements sulfonate fixée sur elle . La membrane permet le passage des cations.

La membrane chargée négativement par les groupements ammonium permet le passage des anions
 Chaque membrane doit, en principe, ne permettre le transport que d'une seule espèce d'ions (anions ou cations) mais pratiquement ce résultat n'est jamais atteint à 100 %. De ce fait on définit un coefficient de perméabilité sélective d'une membrane qui selon la nature de celle-ci et la concentration de l'eau saline peut être comprise entre 0,75 et 0,98

. 5.1.32 - Nature des membranes

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

Elles sont constituées par des résines échangeuses d'ions mélangées à un liant qui est du PVC, polyéthylène, polystyrène etc et sont enduites sur une trame en polyacrylate, polyester ou polyamide. Dans la plupart des cas, ce sont des copolymères styrene - divinyl benzène sur lesquels on a fixé des groupements fonctionnels (SO₃ ou NR₃ +).

Les membranes homogènes

Elles sont obtenues par greffage d'un groupement fonctionnel sur un support inerte (chlorure de polyvinyle, polyéthylène, téflon). Le greffage est soit chimique, soit radiochimique.

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

. 5.1.33 - Qualités nécessaires des membranes sélectives

Les progrès techniques et les recherches poursuivies dans certains pays ont permis la mise au point des membranes très efficaces pouvant servir longtemps.

Les membranes actuelles ont atteint des performances satisfaisantes . Elles sont un produit fabriqué industriellement avec constance de qualité . Elles sont fabriquées à partir de produits chimiques de synthèses devenus classiques et suivant des techniques de coulage généralisées dans l'industrie du plastique.

Ces membranes sont insolubles chimiquement stables en milieu acide ou alcalin , elles sont douces d'une bonne résistance mécanique.

Le choix d'un type de membranes résulte généralement d'un compromis entre leur bonne tenue mécanique et leur résistance électrique qui doit être aussi faible que possible

Un coefficient de sélectivité doit être aussi grand que possible

.5.1.34 - Sélectivité des membranes

La sélectivité d'une membrane est caractérisée par la valeur du nombre de transport de l'ion mobile ou contre ion dans la membrane. On appelle ion celui qui doit normalement traverser la membrane sélective et co-ion celui qui doit être arrêté par cette membrane.

Par définition, le nombre de transport pour une membrane parfaitement sélective est égale à l'unité . En fait on mesure l'augmentation de la valeur du nombre de transport dans la membrane par rapport à sa valeur en solution ; c'est pourquoi il est de coutume de définir la sélectivité d'une membrane par la relation .

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

\bar{t} - nombre de transport du contre ion dans la membrane

t - nombre de transport du même ion dans la solution

. 5.1.35 - Résistance électrique

La résistance électrique d'une membrane doit être la plus faible possible de manière à ne pas entraîner une consommation d'énergie

trop élevée

En électrodialyse, on considère la résistance électrique spécifique, pour tenir compte de l'épaisseur de la membrane

$$r_m = \rho_m \cdot e$$

- $r_m (\Omega \cdot \text{cm}^2)$ résistance électrique spécifique de la membrane
- $\rho_m (\Omega \cdot \text{cm})$ résistivité électrique de la membrane
- $e (\text{cm})$ épaisseur de la membrane

Le tableau donne les caractéristiques des principales membranes échangeuses d'ion disponible sur le marché depuis 1980 .

Type de membrane	Epaisseur mm	Sélectivité %	Résistance électrique cm ²
NEPTON			
MC 61 AZL 386	06	92 0.1 NaCl	5 0.6 N NaCl
MA 103 PZL 386	06	92 0.1 NaCl	6 0.6 N NaCl
MION			
CMV	0.12	92 NaCl 0.5	3.5
AMV	0.11	95 NaCl 0.5	4 0.6 N NaCl
URSS			
MK 40	0.3	98 NaCl 0.1	12 0.6 N NaCl
MA 40	0.2	94 NaCl 0.1	12 0.6 N NaCl
RHONE POULENC			
CRP	0.45	85 KCl 0.4	8 0.6 N KCl
ARP	0.45	80 KCl 0.4	12 0.6 N KCl

Source " déminéralisation des eaux saumâtres par électrodialyse " par A. Maurel. El-Djezair 14 . 19 Nov.1981

Tenue mécanique de la membrane

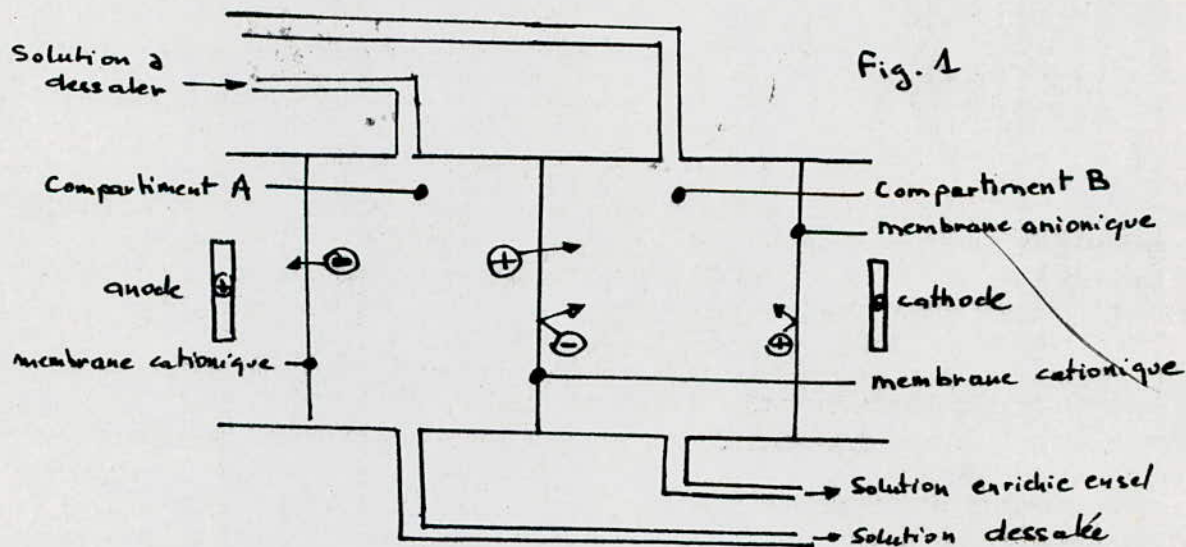
Les membranes doivent résister aux variations de pressions existants dans la cellule d'électrodialyse et ne pas être endommagées par une élévation de température.

En résumé :

Une bonne membrane doit posséder les critères suivants :

- . stabilité dimensionnelle : le gonflement de la membrane doit être inférieur à 20 % (voir phénomène d'incrustations, polarisation, entartrage)
- . Etat de surface : la surface externe doit être sans frisure et rigoureusement étanche (imperméable à l'eau)
- . Eclatement : la membrane doit résister à une pression de 5 bars (norme AFNOR).
- . Résistance spécifique : \leq à 5 Ω/cm^2 (KCL 0,1 N)
- . Perméabilité sélective: 85 %

. 5.2. - L'ELECTRODIALYSE



Soit la cellule d'électrodialyse de la figure (1) .

Les deux compartiments (A) et (B) sont séparés par des membranes anionique et cationiques .

Les membranes anioniques ne laissent passer que les anions alors que les cationiques ne laissent passer que les cations.

Les cations migrent dans le sens du courant électrique (vers la cathode).

De ce fait s'ils sortent du compartiment A en traversant la membrane cationique, mais ne peuvent sortir du compartiment B car ils trouvent sur leur chemin une membrane anionique

Les anions migrent en sens inverse du courant électrique (vers l'anode). Ils sortent du compartiment A en traversant une membrane anionique mais ne peuvent sortir du compartiment B car une membrane cationique leur barre le chemin

Par conséquent, le compartiment A s'appauvrit en sel dissout, on l'appelle compartiment de déminéralisation ou de dilution.

Dans ce compartiment la salinité diminue.

Le compartiment B s'enrichit en sels dissouts et il y a recombinaison des ions , c'est le compartiment de concentration.

La figure (2) ci-dessous montre le schéma de principe d'un électrodialyseur .

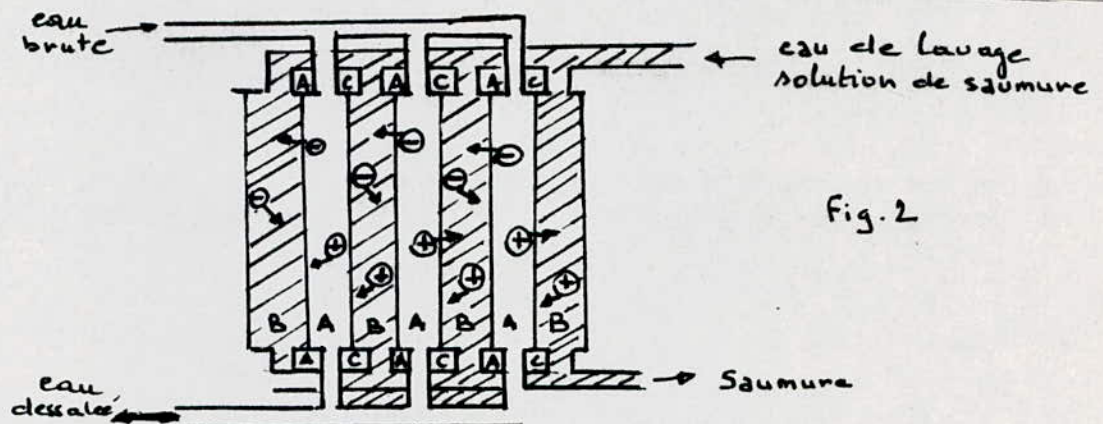
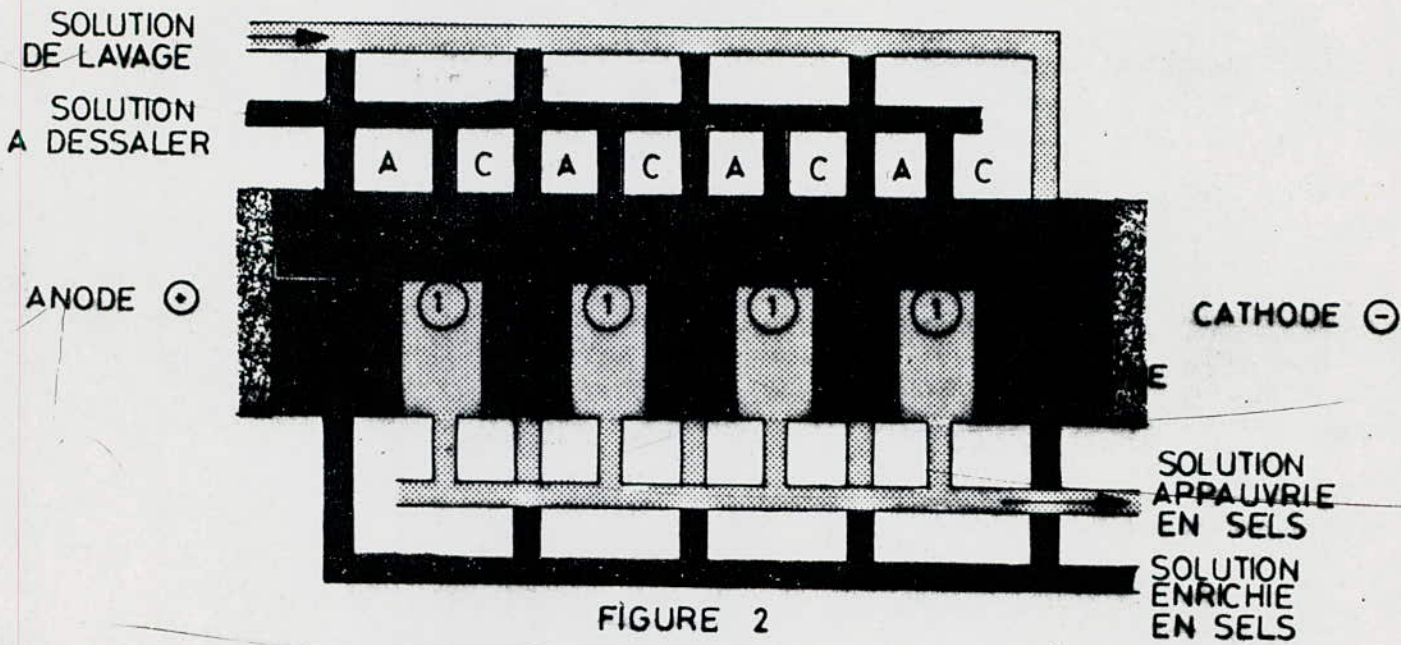
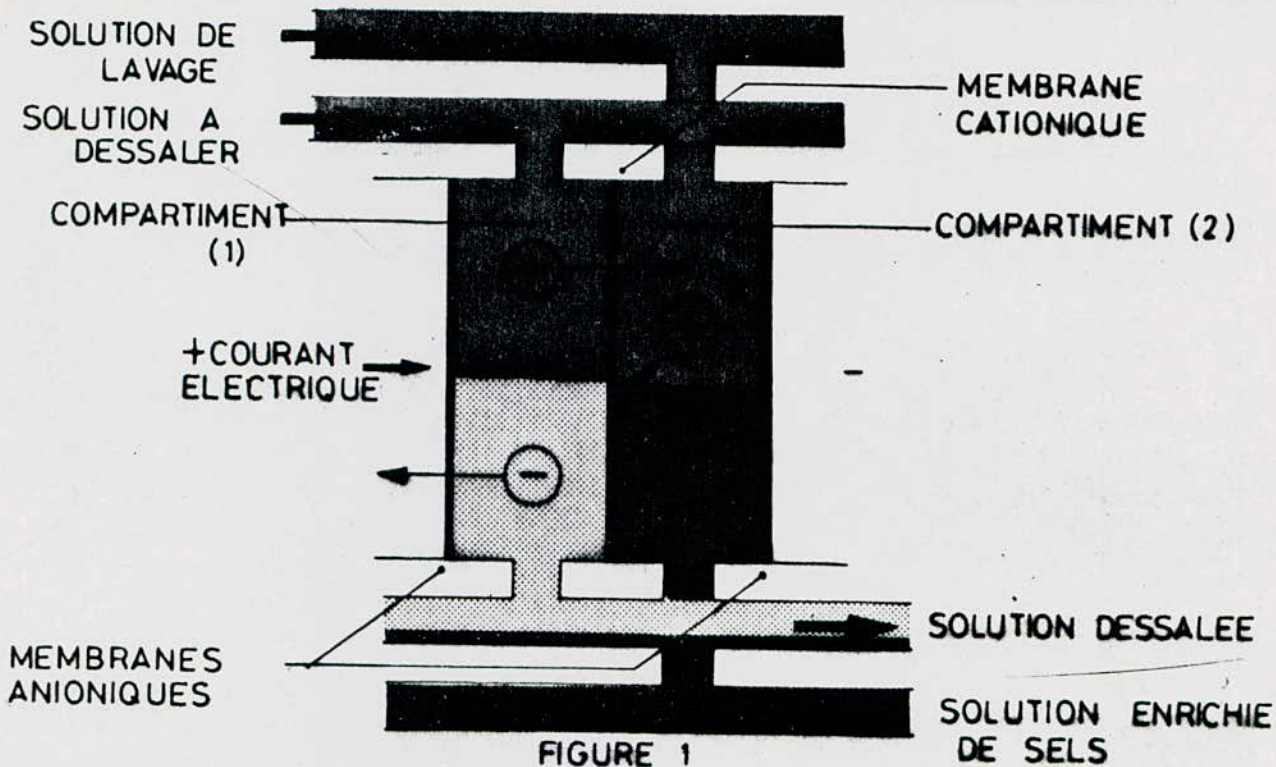
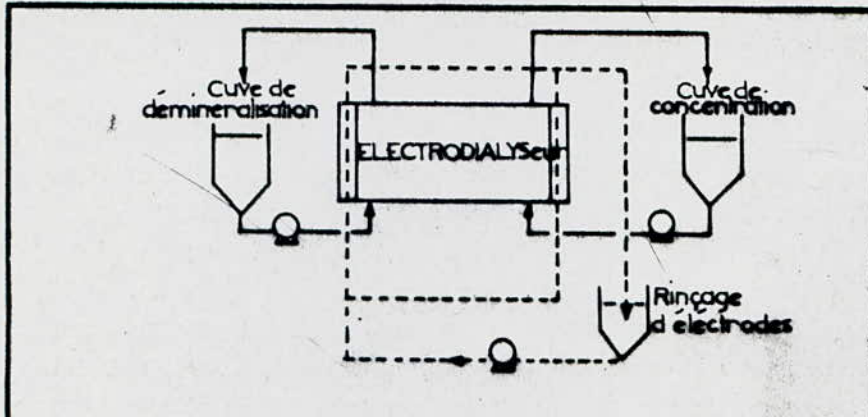


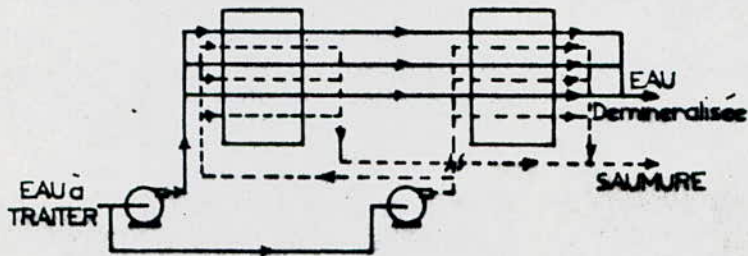
Fig. 2

L'appareil est constitué d'un grand nombre de compartiments alimentés en série du point de vue électrique et en parallèle du point de vue hydraulique .

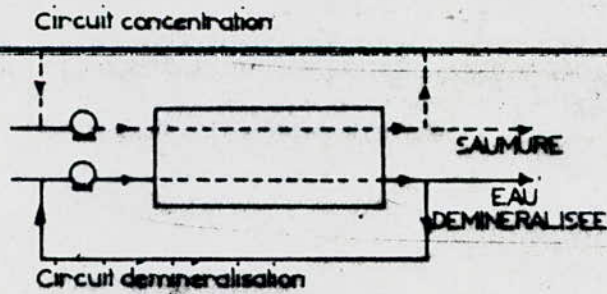




5a) PROCEDE DISCONTINU



5b) PROCEDE CONTINU



5c) PROCEDE CONTINU A RECIRCULATION

FIG - Différents procédés de fonctionnement -

Un compartiment sur deux est un compartiment de dilution (A), un sur deux est de concentration (B)

Les compartiments sont alternativement limités par des membranes anioniques (a) et cationiques ()

Aux deux extrémités de l'électrodialyseur se trouvent les électrodes qui permettent de faire passer le courant électrique et maintenir ainsi un champ électrique continu .

Les ions présents dans l'eau brute sont attirés par l'électrodes présentant une charge contraire à la leur et ils traversent la membrane sélective qui les laisse passer sur leur trajet vers l'électrode, de polarité contraire à celle de l'ion, ces ions ne peuvent pas traverser la membrane suivante parce qu'elle ne laisse passer que les ions de charge opposée .

Ils restent "emprisonnés " dans le compartiment de saumure . Ces ions sont alors entraînés dans un circuit de saumure branché sur la canalisation de rejet

Les circuits contenant de l'eau dont les ions ont été ainsi retirés alimentent la conduite d'évacuation de l'eau dessalée.

5.3.- LE PHENOMENE DE POLARISATION ET SES CONSEQUENCES : [10]

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

5.3.1. Le Processus de Polarisation

Soit, par exemple, une membrane cationique séparant deux compartiments d'une cellule d'électroclialyse en présence d'une solution de Na Cl (électrolyte). Si l'on suppose que la membrane est parfaitement sélective, le courant ionique dans la membrane ne peut être assuré que par les cations Na, dans ce cas le courant ionique du co-ion cl⁻ se nul (cl⁻ est supposé arrêté par la membrane cationique).

Un raisonnement analogue se fait dans le cas d'une membrane anionique (Na⁺ est arrêté).

Si l'on désigne par \bar{t}_+ et \bar{t}_- les nombres de transport des ions dans la membrane et par t_+ et t_- les nombres de transports du cation Na⁺ et de l'anion cl⁻ dans la solution, le courant ionique total traversant la solution s'exprime par

$$t_+ \frac{i}{F} - t_- \frac{i}{F} \quad F : \text{constante de Faraday (conlomb)} \\ i : \text{densité de courant (mA/cm}^2\text{)}$$

De même, le courant ionique totale traversant la membrane aura l'expression analogue

$$\bar{t}_+ \frac{i}{F} - \bar{t}_- \frac{i}{F}$$

Puisque la quantité d'électricité transférée dans un intervalle de temps donné est la même obligatoirement dans la solution et dans chaque membrane il en résulte que l'on peut équaler les expressions (1) et (2)

$$\bar{t}_- = 0 \quad (\text{car } cl^- \text{ arrêtée par membrane cationique)}$$

$$\bar{t}_+ = t_+ - t_-$$

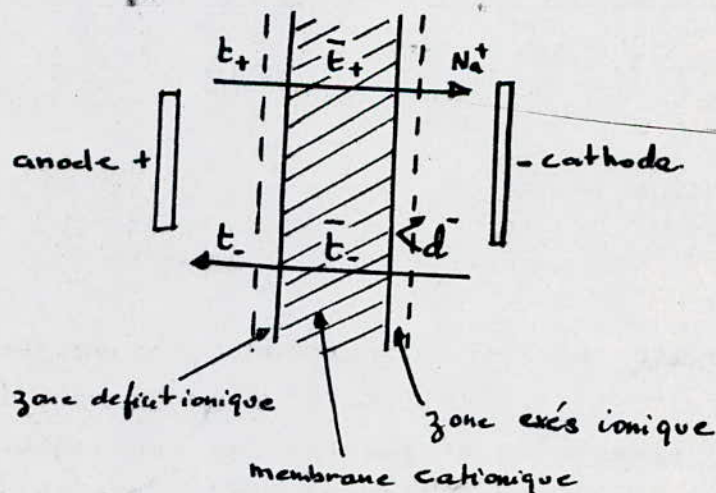
$$\text{donc } \bar{t}_+ > t_+$$

Dans ces conditions, il apparaît que la membrane, à son voisinage immédiat, introduira dans le compartiment de concentration plus de cation Na^+ que le flux ionique dans la solution on extraira en direction de l'anode .

Au même point les anions Cl^- , se dirigeant en sens inverse, buteront sur la membrane cationique . Il y aura donc accumulation de sel au voisinage de la membrane dans le compartiment de concentration

De même dans le compartiment de déminéralisation, au voisinage immédiat de la membrane, cette dernière extraira de la solution plus de cation que le flux ionique en apportera .

Ce flux ionique des anions extraira de cette partie se trouvent près de la membrane, les anions portés par le champ électrique se trouvent près de la membrane, les anions portés par le champ électrique vers l'anode . Il y aura donc diminution des deux espèces d'ions au voisinage de la membrane cationique dans le compartiment de déminéralisation .



En réalité les membranes ne sont pas parfaitement sélectives

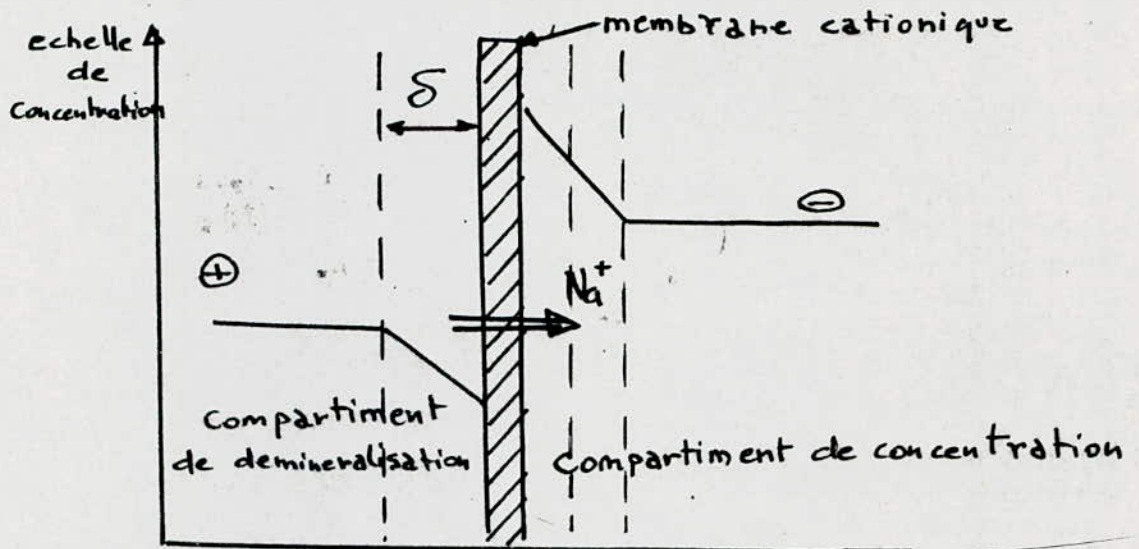
donc $\bar{t} \neq 0$

mais nous avons $0 < |\bar{t}_-| < t_0$

mais la conclusion reste la même $\bar{t} \rightarrow t_+$

La nature du phénomène de polarisation n'est pas changée.

La polarisation se traduisant par une hétérogénéité des concentrations, en raison de la différence du flux des ions dans la solution et la membrane il y aura formation de gradient de concentration sur une certaine distance de part et d'autre de la membrane : c'est une polarisation de concentration.



A l'équilibre l'équation de NERST-FICK (3) peut être appliquée

$$(3) \quad \frac{D(C - C_0)}{\delta} = (\bar{E} - t) \frac{i}{F}$$

terme

terme de diffusion différence du flux

- D Coefficient de diffusion (cm²/)
- C Concentration de la solution dans le compartiment de déminéralisation
- C₀ Concentration de la solution à l'interface membrane solution
- δ Epaisseur de la couche limite (cm)
- t̄ Nombre de transport du contre ion dans la membrane
- t Nombre de transport du même ion dans la solution
- F Constante de faraday
- i Densité de courant (mA/cm²)

Des études expérimentales ont montré que pour des membranes et des séparateurs données, il existe des vitesses limites d'écoulement au dessous de laquelle la polarisation apparaît et qui est reliée aux autres paramètres par la relation :

$$v_{lim} = \frac{k i}{c d} \quad (4)$$

- i densité de courant
- c concentration du compartiment de déminéralisation
- d épaisseur du compartiment
- k constante
- v_{lim} vitesse critique de polarisation

L'épaisseur d du compartiment et l'épaisseur δ de la couche limite sont reliées par l'expression

$$d = \frac{k}{v} \quad (5)$$

- v vitesse de passage de la solution dans le compartiment

La combinaison des équations (3) et (5) donne la vitesse de passage de la solution dans le circuit de déminéralisation en fonction des paramètres de la solution et de la membrane.

$$(5) \quad \delta = \frac{k}{v \cdot d} \quad \left. \vphantom{\delta} \right\} \rightarrow v = \frac{k i (\bar{t} - t)}{d \cdot D \cdot F (c - c_0)}$$

$$(3) \quad \delta = \frac{D F (c - c_0)}{(\bar{t} - t) i}$$

en appelant $K = \frac{k (\bar{t} - t)}{D \cdot F}$

on obtient $v = \frac{K i}{d (c - c_0)} \quad (6)$

Quand la concentration c , à l'interface membrane solution à dessaler s'annule on atteint alors la vitesse limite d'écoulement qui provoque le début de polarisation ($c_0 = 0$ dans l'expression (6) nous donne l'expression (4)).

A ce stade il s'établit un courant de polarisation limite dont la valeur découle de l'expression (3) pour c_0 nulle.

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

Pour résumer les expressions ci-dessus, on peut dire que la polarisation est un phénomène qui dépend de la nature des membranes, de la densité de courant, du type de compartiment et de la concentration des solutions

5.3.2. - Conséquences de la polarisation

La polarisation est la source principale, de problèmes que l'on peut rencontrer en électrodialyse.

En effet, le transfert de matière à travers une membrane s'accompagne de variation de concentration dans les solutions qui se trouvent de part et d'autre cette membrane.

Plus on accroît le flux de matière à travers les membranes, plus on aggrave le phénomène de polarisation avec pour conséquence la formation de dépôts sur les membranes

Les dépôts augmentent la résistance électrique et, par la même, la consommation d'énergie, le transport du courant par les ions H^+ et de l'eau d'où diminue le rendement Faraday

Enfin la variation du pH localement qui entraîne des précipitations en particulier de hydroxyde de magnésium si ce dernier est présent dans la solution.

En résumé, la formation de dépôts sur les membranes entraîne la baisse de performance de l'appareil, le colmatage des compartiments et souvent la destruction des membranes.

Il est donc aussi important d'avoir de bonnes membranes que de les mettre en œuvre de façon adéquate en appliquant une technique qui tenderait à réduire sinon à éliminer ce problème.

.5.4/ LES OPERATIONS DE DIMENSIONNEMENT

Nous nous référons à l'étude faite par Mrs BELKACEMI et CHIKI , lors de leur projet de fin d'études, dirigé par Mme NEZZAL (ENP Janvier 83)

Les équations de bases s'établissent à partir de l'étude d'une cellule d'électrodialyse de longueur L et de largeur l

. 5.4.1 - Loi de Faraday

La loi de Faraday permet de définir une relation entre le taux de transfert de sel à travers la membrane et la densité de courant appliqué i (pour une cellule).

$$Qd \cdot Cdi \cdot f = \frac{i \cdot Ap \cdot \eta}{1000 \cdot F} \quad (1)$$

Qd : débit d'eau dans le circuit de déminéralisation (l/s par cellule)

Cdi : concentration initial à l'entrée du circuit de déminéralisation (eqgr/l Nad)

Ap : Surface effective totale de transfert (cm²/cellule)

i : densité de courant appliquée (mA:cm²)

η : rendement Faraday

F : constante de Faraday (96500 cb).

.5.4.2 - Résistances spécifique d'une cellule

La résistance spécifique Rp d'une cellule est donnée par

$$Rp = Rcn + RAm + Rc + Rd + Rx$$

avec Rcm = résistance spécifique de la membrane cationique (Ω.cm²)

. RMA = résistance spécifique de la membrane anionique (Ω.cm²)

. Rd = résistance spécifique dans le circuit de déminéralisation (Ω.cm²)

. Rc = résistance spécifique dans le circuit de concentration (Ω.cm²)

. Rx = résistance spécifique du à la couche limite (Ω.cm²) voir 5.3.2

Les résistances R_{CM} et R_{MA} sont données par les expressions

$$\begin{aligned} \cdot R_{CM} &= \int_{cm} e_{cm} \\ \cdot R_{MA} &= \int_{ma} e_{ma} \end{aligned} \quad (\text{voir 5.1.35})$$

Les résistances spécifiques R_d et R_c sont données par :

$$\begin{aligned} \cdot R_d &= \frac{1000 e_d}{\Omega_d C_d} & \cdot e_d \text{ et } e_c & \text{ épaisseur des circuits de déminéralisation et de concentration} \\ \cdot R_c &= \frac{1000 e_c}{\Omega_c C_c} & \cdot \Omega_d \text{ et } \Omega_c & \text{ conductance équivalentes des solutions en} \\ & & \cdot C_d \text{ et } C_c & \text{ concentration des solutions déminéralisée et concentrée (} \end{aligned}$$

En fait la résistance spécifique R_p est correlée par l'expression suivante

$$R_p = \frac{K_1}{CA} + K_2 - K_3 Ca \quad (2)$$

En réduisant au même dénominateur

$$R_p Ca = K_1 + K_2 Ca - K_3 Ca^2$$

Avec K_1 , K_2 , K_3 constantes dépendant de la géométrie de la cellule, du type de cellule et de la température de travail.

Ca est la moyenne des concentrations dans les circuits de déminéralisation et de concentrations.

La variation de la résistance spécifique R_p en fonction de la température est donnée par :

$$R_p(T) = \frac{R_p(T_0)}{1 + m(T - T_0)} \quad (3) \quad T(0f) = \frac{9}{5} T(oc) + 32$$

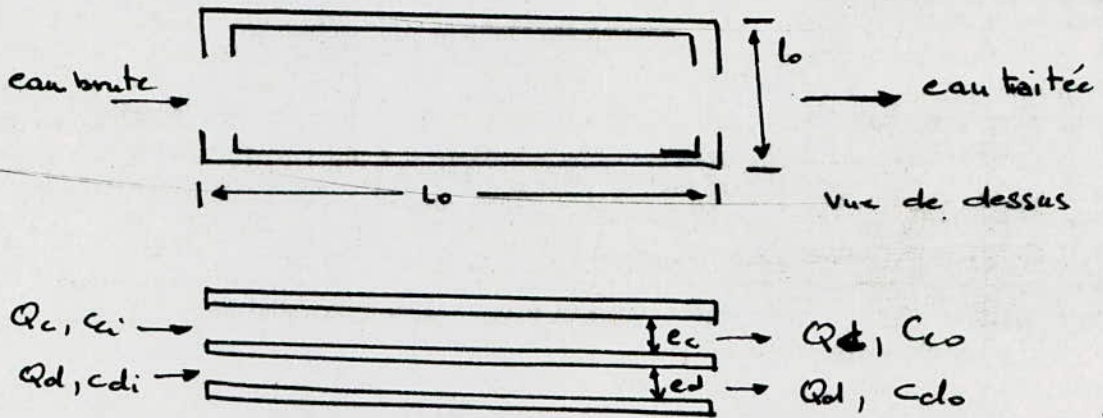
T - température de travail des cellules

T_0 = température expérimental (70 of = 21 oc)

$m = 0,012$ pour des électrolytes forts et des membranes NEPTOW

.5.4.3. - Détermination du taux de déminéralisation (Fo)

Soit la cellule d'électrodialyse :



Bilan de matière le long de la cellule

$$Q_c C_{co} = Q_c C_{ci} + Q_{di} \cdot C_{dif} \quad (4)$$

Q_d et Q_c débits d'eau dans les circuits de déminéralisation et concentration.

C_{di} et C_{ci} concentration des solutions à l'entrée des différents circuits de déminéralisation et de concentration .

C_{co} ; concentration à la sortie du circuit de concentration

f :: fraction de sel enlevée au point d'abaisse L.

.5.4.4. - Expression de la concentration C_c en fonction de F

de l'expression () nous disons C_{co}

$$\begin{aligned} C_{co} &= C_{ci} + Q_d c_{dif} \\ &= c_{di} \left(\left(\frac{C_{ci}}{C_{di}} + \frac{Q_d}{Q_c} \cdot f \right) \right) \end{aligned}$$

en remplaçant g et B nous obtenons :

La concentration moyenne C_a des concentrations dans les circuits de déminéralisation C_d et de concentration en un point L de la cellule est donnée expérimentalement par []

$$\frac{1}{C_a} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{C_d} + \frac{k}{C_c} \right)$$

avec k rapport des épaisseurs des différents circuits $K = \frac{C_c}{C_d}$

En remplaçant C_d et C_c par leur expression dans la concentration moyenne C_a due aux deux écoulements au point L :

$$C_a = \frac{2 C_{di} (1-f) (\beta + fg)}{\beta (1+gk) + fg(1-\beta k)}$$

L'expression de la résistance spécifique de la cellule au point L en fonction de f s'obtient en remplaçant C_a dans l'expression (2)

$$R_p = \frac{k_1}{2 C_{di}} \left[\frac{\beta (1+gk) + fg(1-\beta k)}{(1-f) (\beta + fg)} \right] + k_2 - 2k_3 C_{di} \left[\frac{(1-f) (\beta + fg)}{\beta (1+gk) + fg(1-\beta k)} \right]$$

La concentration de la solution en ce point L est

$$C_{dL} = C_{di} (1-f) \quad (5)$$

Si l'on appelle par g le rapport des concentrations initiales C_{di} et C_{ci} et par β le rapport des débits alimentant les circuits de déminéralisation et de concentration :

$$g = C_{di} / C_{ci} \quad \beta = \frac{Q_c}{Q_d}$$

de l'équation (1) nous tirons la fraction déminéralisée f :

$$f = \frac{i A_p M}{1000 F Q_d C_{di}}$$

La fraction déminéralisée par unité de longueur dans un interval dl de la cellule de déminéralisation est :

Le potentiel électrique appliqué au point L est

$$V_p = i R_p / 1000$$

La combinaison des équations (df/dl) et (V_p) donne

$$R_p df = \frac{\eta \cdot V_p \cdot a}{F \cdot Q_d \cdot C_d} dl \quad (6)$$

En remplaçant R_p dans l'équation (6), et en prenant constant les valeurs du rendement faradique M et de la tension V_p le long d'une cellule; l'intégrale donne (voir mémoire BELKACEMI/CHIKI)

.5.4.5. - Intensité de polarisation

Nous avons vu au paragraphe 5.3.2 qu'il existait un courant limite au delà duquel on provoquait la polarisation des membranes

L'étude expérimentale de la polarisation pour les membranes NETOW, en utilisant une solution de NCl avec des compartiments de type labyrinth est donnée par la formule empirique :

$$(i/cd)_{lim} = 16500 Q_d^{0,6}$$

Un facteur de sécurité de 0,5 est donné par le constructeur, pour la valeur de (i/cd) . En pratique, on considère la relation

$$(i/cd) = 0,5 (i/cd)_{lim}$$

La valeur de ce rapport à la sortie de la cellule est :

$$(i/cd)_0 = \frac{i_0}{C d_0} = \frac{1000 V_p}{R_p \cdot C d_0} = \frac{1000 V_p}{R_p C d_i (1 - f_0)}$$

Pour éviter le phénomène de polarisation, la tension appliquée par cellule doit être telle que la valeur limite de sécurité (i/cd) ne doit pas être dépassée quelque soit le point du canal d'écoulement de la cellule.

Un étagement en piles de membranes accroît la capacité de déminéralisation.

Chaque étage acquiert alors approximativement la même fraction déminéralisée.

La fraction déminéralisée f est obtenue par la combinaison des équations () et ()

L'équation s'écrit (voir mémoire de BELKACEMI et CHIKHI ENP GENIE Chimique - Janv. 83).

$$\frac{\eta(i/cd)_0 \cdot A_p}{F \cdot Q_d \cdot 1000} = \frac{\frac{k_1}{2} \left[\frac{1+gk}{1+gA} \ln \left(\frac{1+g/B}{1-f_0} \cdot f_0 \right) - \frac{g/B+gk}{1+g/A} \ln(1-f_0) (1+g/B)^{B/g} \right]}{\frac{k_1}{2} \frac{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}{\beta + f_0 g} + k_2 c_{di} (1-f_0) - \frac{2k_3 c_{di}^2 (1-f_0)^2 (\beta + f_0 g)}{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}} + \frac{k_2 f_0 c_{di} + 2k_3 c_{di} \frac{[gk(1+g/B)]^2}{(g/B-gk)^3} \ln \left(1 + \frac{g/B-gk}{1+gk} \cdot f_0 \right) - \frac{(g/B)^2 + gk}{(g/B+gk)^2} \cdot f_0 + \frac{g/B}{2(g/B+gk)} \cdot f_0^2}{\frac{k_1}{2} \frac{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}{\beta + f_0 g} + k_2 c_{di} (1-f_0) - \frac{2k_3 c_{di}^2 (1-f_0)^2 (\beta + f_0 g)}{\beta(1+gk) + f_0 g(1-\beta k)}}$$

Cette équation en f se résoud par approximations successives en sachant que f_0 est compris entre 0,1 et 0,9 intervalle extrême de la fraction déminéralisée.

Les coefficients $M(i/cd)_0$, A_p , F , Q_d , C_{di} , K , K_1 , K_2 , K_3 , β et g sont connus

Une programmation de l'équation en f_0 est suggérée en annexe de ce chapitre.

.5.4.6. - Détermination du nombre d'étage

Le nombre d'étages (N) nécessaire pour atteindre une déminéralisation donnée peut être calculée par

$$(1 - f_A) = \underbrace{(1 - f_{01})(1 - f_{02}) \dots (1 - f_{0i})}_{N \text{ fois}}$$

En sachant que chaque étage acquiert approximativement la même fraction déminéralisée, nous pouvons en déduire

$$(1 - f_s) = (1 - f_{01})^N$$

Avec f_0 fraction déminéralisée à la sortie du 1er étage et f_s fraction déminéralisée pour les N étages considérés.

$$N = \frac{\log(1 - f_s)}{\log(1 - f_{01})}$$

. 5.5/ Calcul de l'unité de désalement

Nous utilisons des modules ionics Marck III ayant 250 cellules unitaires par modules [20]

Les dimensions des compartiments ionics Mark III sont 1020 x 4160 (mm x mm) [12]

. 5.5.1 - Détermination du nombre de poste d'électrodialyse

Le débit d'eau journalier pour 22 h de travail.

$$Q = 356,8 \times 22 = 7849 \text{ m}^3/\text{J}$$

Ce débit journalier étant considérable, nous proposons de le répartir sur 3 postes d'électrodialyse identiques, ceci pour obtenir une durée de vie acceptable de l'unité [12]

Donc chaque poste recevra $7849/3 = 2616 \text{ m}^3/\text{J}$ d'eau brute

En considérant que le débit maximum par module est de $946 \text{ m}^3/\text{J}$ [20]

Chaque module recevra $2616/3 = 872 \text{ m}^3/\text{J}$

Donc chaque module de 250 cellules reçoit par cellule unitaire un débit d'eau (l/s) $Q_d = \frac{872 \times 1000}{250 \times 3600} \frac{1}{22} = 0,04 \text{ l/s}$

.5.5.2 - Détermination du nombre d'étages nécessaire au désalement

Soit f la fraction de membrane utilisée : $f = 70\%$ [12]

ap la surface de transfert totale effective, cm^2 par cellule [13] pour une cellule ou a :

$$A_p = S_p \times f = L \times l \times f = 102 \times 46 \times 0,7 = 3284,4 \text{ cm}^2$$

En utilisant la formule empirique donnant la limite de polarisation des membranes

$$(i/cd)_{lim} = 16500 Q_d^{0,6} \quad \text{Voir 5.4.5}$$

$$(i/cd)_{lim} = 16500 (0,04)^{0,6} = 2392 \text{ mA (eqgr)}^{-1} \text{ l. cm}^2$$

Le facteur de sécurité (voir 5.4.5.) de 50 % requis par le constructeur pour ne pas atteindre la limite de polarisation au cours du fonctionnement de l'unité nous permet d'obtenir cette limite à la sortie du 1er étage.

$$(i/cd)_0 = 0,5 (i/cd)_{lim} \\ = 0,5 \times 2392 = 1196 \text{ mA cm}^2 (\text{eqgr})^{-1} \text{ l.}$$

le calcul du nombre d'étage se fera à partir d'une ligne de traitement avec comme donnée de base

T température de l'eau brute $T = 35^\circ \text{C}$

C_{di} salinité de l'eau brute en eq.gr/l de à l'entrée du compartiment déminéralisation au 1er étage

$$C_{di} = \frac{2108}{1000} \times \frac{1}{58,5} = 0,036 \text{ eqgr/l.}$$

C_{ci} salinité de l'eau brute à l'entrée du compartiment concentration au 1er étage

$$C_{ci} = C_{ci} = 0,036 \text{ eqgr/l.}$$

η rendement Faraday pour une concentration de 0,036 eq.g/l de NaCl.

$$\eta = 96\%$$

$$k = cd/cc = 1$$

$$g = cd/cu = 1$$

$$\beta = 0,25$$

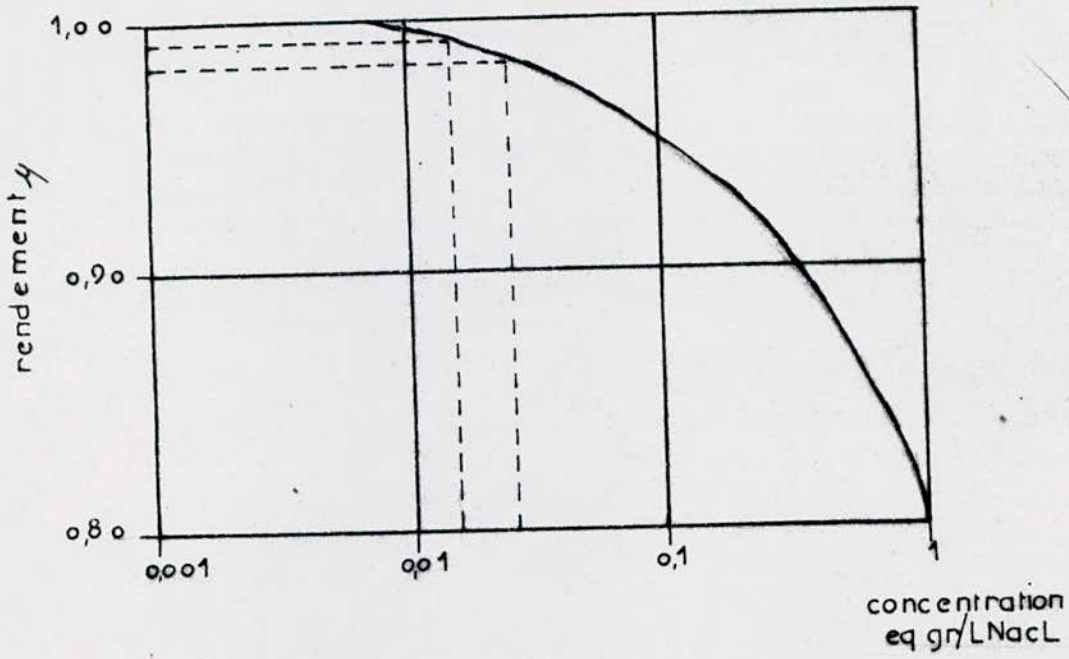
$$(i/cd) = 1196 \text{ mA cm}^2 (\text{eqgr})^{-1} \text{ l.}$$

voir théorie

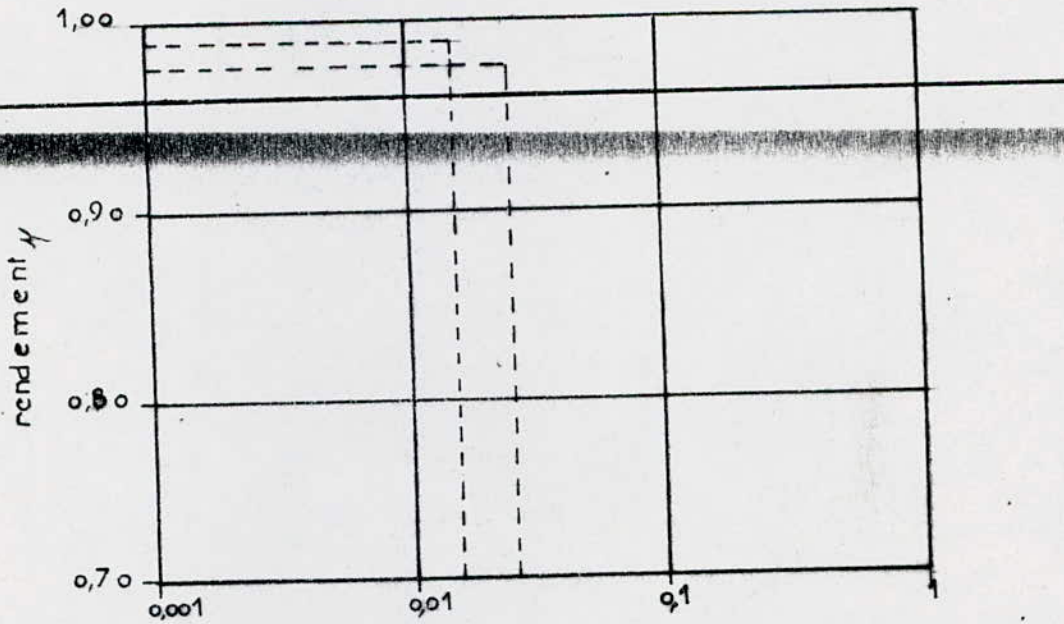
Salinité désirée à la sortie du poste d'électrodialyse : 500 ppm

COURBE DU RENDEMENT η DU COURANT

$$\eta = f(c)$$



membrane anionique



membrane cationique

5.5.2.1 - Calcul du taux de sel enlevé par étage

A la température 21 ° C , la résistance spécifique par cellule est donnée par la relation

$$R_{P_{70^{\circ}F}} = \frac{2,4}{C_a} + 45 - 40 C_a \quad (\text{voir 5.4.2})$$

$$21^{\circ}C = 70^{\circ}F$$

En l'identifiant avec l'expression (2) du paragraphe 5.4.2. , nous en déduisons les facteurs géométriques de la cellule.

$$K_1 = 2,4$$

$$K_2 = 45$$

$$K_3 = 40$$

Ces constantes géométriques dépendant de la cellule , varient avec la température . En utilisant l'équation (3) (voir 5.4.2)

$$R_{P(T)} = \frac{R_{P(T_0)}}{1 + m(T - T_0)}$$

avec $T = 35^{\circ}C = 96^{\circ}F$ la nouvelle résistance spécifique à 35° C

$$R_{P_{96^{\circ}F}} = \frac{R_{P_{70^{\circ}F}}}{1 + 0,012(96 - 70)} = 0,71 \text{ } \Omega / \text{cm}^2$$

Les nouvelles constantes géométriques à 35° C sont alors

$$K_1 = 2,4 \times 0,71 = 1,7$$

$$K_2 = 45 \times 0,71 = 32$$

$$K_3 = 40 \times 0,71 = 28,4$$

Le taux de sel enlevé f : au 1er étage sera donné par la résolution de l'équation

$$F(f_1) = \frac{\eta(i/cd)_0 A_p}{F \times Q_d \times 1000} \quad (\text{voir 5.4.4})$$

résolution qui se fait par approximations successives.

$$\frac{\eta(i/cd)_0 \text{ ap}}{F \times Q_d \times 1000} = \frac{0,96 \times 1196 \times 3284,4}{96500 \times 0,04 \times 1000} = 0,9769$$

$$F(f_1) = \frac{0,85 \left[0,4 \ln \left(\frac{5f_1}{1-f_1} \right) - \ln(1-f_1) (1+4f_1)^{0,25} \right] + 1,15f_1 + 0,073 \left[0,47 \ln 2,5f_1 - 0,68f_1 - 0,4f_1^2 \right]}{0,85 \left(\frac{0,5 + 0,75f_1}{0,25 + f_1} \right) + 1,15(1-f_1) - \frac{0,073(1-f_1)^2(0,25 + f_1)}{0,5 + 0,75f_1}}$$

pour $f_1 = 0,1$ $F(0,1) < 0$ solution negative

pour $f_1 = 0,385$ $F(0,385) = \frac{1,2793 + 0,4427 - 0,016}{1,0558 + 0,707 - 0,022} = 0,98$

pour $f_1 = 0,39$ $F(0,39) = \frac{1,307 + 0,449 - 0,0157}{1,052 + 0,701 - 0,021} = 1,004$

$$\left. \begin{array}{l} 0,98 - 0,9769 = 0,0031 \\ 1,004 - 0,9769 = 0,027 \end{array} \right\} \text{ solution } f_1 = 0,385$$

Le nombre d'étage N nécessaire au désalement (voir 5.4.6.)

$$N = \frac{\ln(1-f_n)}{\ln(1-f_1)} \quad N = \frac{\ln(1-0,76)}{\ln(1-0,385)} = 2,93$$

avec $f_n = 1 - \frac{500}{2108} = 0,76$ et $f_1 = 0,385$

Il faut donc 3 étages par ligne de traitement

En résumé pour traiter 7849 m³/J d'eau brute de salinité 2108 ppm (0,036 eq/l NaCl) à 500 ppm (Il faut : (voir schéma)

- 3 postes de déminéralisation traitant chacun 2616 m³/J.
Chaque poste aura 3 lignes de traitements chacun traitant 872 m³/J

.5.5.2. - Calcul de la tension au 1er étage

La résistance spécifique d'une cellule est donnée par (voir 5.4.4)

$$R_p = \frac{1,7}{2 \times 0,036} \left[\frac{0,25 \times 2 + (0,385 \times 0,75)}{(1 - 0,385)(0,25 + 0,385)} \right] + 32 - 2 \times 28,4 \times 0,036 \left[\frac{(1 - 0,385)(0,25 + 0,385)}{0,15 + 0,385 \times 0,75} \right]$$

$$R_p = 46,96 \text{ } \Omega \text{ cm}^2 \text{ par cellule}$$

La tension nécessaire pour une cellule est donnée par :

$$V_p = \frac{(i/cd)_0 R_p \text{ cell} (1 - f_1)}{1000}$$

$$V_p = \frac{1196 \times 46,96 \times 0,036 (1 - 0,385)}{1000} = 1,24 \text{ volts}$$

La tension appliquée à chaque module de 1 étage

$$V_{p1} = 250 \times 1,24 = 310 \text{ v par}$$

.5.5.3. - Puissance de désailement du 1 étage

$$P_{1/n} = \frac{\text{cell}^2 f_1 (1 - f_1) R_{p1} (i/cd)_0 F}{10^6 n} \quad (\text{voir 5.4.7})$$

$$P_{1/n} = \frac{(0,036)^2 (0,385)(0,615)(46,96)(1196)(96500)}{10^6 \times 0,96} = 0,07 \text{ KW}$$

Le 1er étage possède 9 modules de 250 cellules chacun, la puissance nécessaire au 1er étage est de :

$$P_1 = 0,07 \times 250 \times 9 = 157,5 \text{ KW}$$

.5.5.4. - Calcul de l'énergie pratique de désaielement pour le 1er étage

$$W_1 = \frac{2,77 \cdot 10^{-7} (i/cd)_0 R_p (cd_i)^2 f_1 (1-f_1) F}{\eta}$$

$$W_1 = \frac{2,77 \cdot 10^{-7} \times 11196 \times 46,96 \times 0,036^2 \times 0,385 \times 0,615 \times 56570}{0,96}$$

$$W_1 = 0,45 \text{ kWh/m}^3.$$

.5.5.5. - Calcul du 2ème étage de désaielement

Il faut tout d'abord calculer les concentrations a l'entrée des compartiments de déminéralisation au niveau du second étage

D'après le schéma nous voyons que les concentrations d'entrée du second étage sont égales aux concentrations de sortie du 1er étage .

$$cd_{i2} = cd_{e1} (1-f_1) \quad (\text{voir } 5.4.4)$$

$$= 0,036 (1-0,385) = 0,02 \text{ eq. gr/l de NaCl soit } 1170 \text{ ppm}$$

$$cc_{i2} = C_{o1} = cd_{i1} \left(\frac{\beta + b, g}{g p} \right) = 0,036 \left(\frac{0,25 + 0,385 \times 1}{1 \times 0,15} \right) = 0,0979$$

$$cc_{i2} = 0,0979 \text{ eq. gr/l NaCl soit } 5727 \text{ ppm.}$$

Un calcul analogue au 1er étage nous donne avec :

$$cd_{i2} = 0,02 \text{ eq. gr/l NaCl} = 1170 \text{ ppm.}$$

$$cc_{i2} = 0,0979 \text{ eq. gr/l NaCl} = 5727 \text{ ppm.}$$

$$\eta_2 = 0,97$$

$$g = 0,217$$

$$Q_d = 0,04 \text{ l/s.}$$

$$\beta = 0,25$$

$$a_p = 3284,4 \text{ cm}^2$$

$$(i/cd)_0 = 1196$$

La résolution par approximations successives, donne la fraction f_2 déminéralisée au second étage .

$$f_2 = 0,557$$

d'où $R_p = 133,41 \Omega \text{ cm}^2$ par cellule

$V_p = 1,413 \text{ volts}$, par cellule

voltage de second étage

$$V_{p2} = 250 \times 1,413 = 353,25 \text{ on prendra } 350 \text{ volts.}$$

puissance de désalement du second étage

$$P_2/n = 0,0626 \text{ KW par cellule}$$

$$P_2 = 0,0626 \times 9 \times 250 = 141 \text{ KW pour l'étage 2.}$$

Energie pratique de désalement du second étage :

$$W_2 = 0,43 \text{ KWH/m}^3 \text{ d'eau traitée.}$$

.5.5.6. - Calcul du 3ème étage

De même q pour le 3ème étage, les concentrations d'entrée à ce niveau seront égales au concentrations de sortie de l'étage 2.

$$cd_{i3} = cd_{i2} (1 - f_2) = 0,02 (1 - 0,557)$$

$$cd_{i3} = 0,00886 \text{ eq gr/l NaCl soit } 518,31 \text{ ppm.}$$

$$cc_{i3} = 0,02 \left(\frac{0,25 - 0,557 \times 0,25}{0,25 - 0,25} \right)$$

$$cc_{i3} = 0,1425 \text{ eq gr/l NaCl soit } 8342 \text{ ppm.}$$

Donc pour le 3ème étage, le calcul se fait avec les données suivantes

$$\begin{aligned}
 c_{di3} &= 0,00886 \text{ eq/l NaCl.} \\
 c_{ci3} &= 0,1425 \text{ eq/l NaCl.} \\
 \eta &= 0,59. \\
 Q_d &= 0,04 \text{ l/s.} \quad g = 0,062 \\
 \beta &= 0,25 \\
 (i/cd)_0 &= 1196
 \end{aligned}$$

La résolution de l'équation par approximations successives donne pour le 3^{ème} étage une fraction déminéralisée $f_3 = 0,635$

d'où $R_p = 286,54 \text{ cm}^2$ par cellule
 $V_p = 1,109 \text{ V.}$ par cellule

- Voltage nécessaire au 3^{ème} étage

$$VP_3 = 250 \times 1,109 = 277,3 \text{ V par module}$$

- Puissance de déssalement

$$P_3/m = 0,02 \text{ KW par cellule}$$

$$P_3 = 0,02 \times 9 \times 250 = 45 \text{ KW pour les neufs modules du 3^{ème} étage.}$$

- Energie pratique de déssalement du 3^{ème} étage

$$W_3 = 0,15 \text{ KWh/m}^3 \text{ d'eau traitée}$$

Salinité à la sortie du 3^{ème} étage

- Sortie du compartiment de déminéralisation .

$$c_{do3} = c_{di3} (1 - f_3) = 0,0086 (1 - 0,635)$$

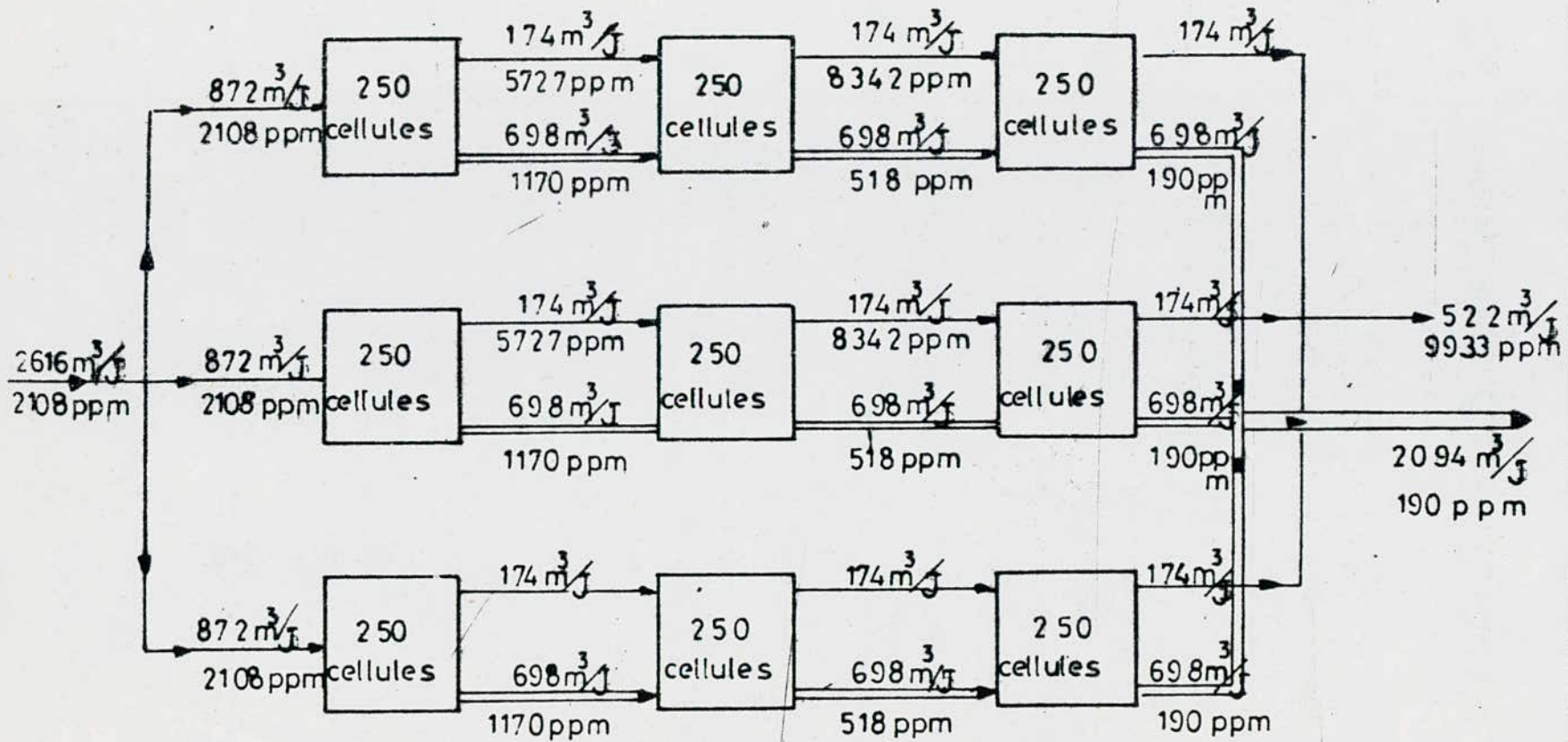
$$c_{do3} = 0,0032 \text{ eq/l NaCl.}$$

correspondante à 190 ppm.

DISPOSITION DES MODULES D'UN POISTE D'ÉLECTRODIALYSE

fig :

CONVERSION : $\frac{2094}{2616} \times 100 = 80\%$



ETAGE 1

$$W_1 = 0.49 \text{ KWh/m}^3$$

$$V_1 = 280 \text{ volts}$$

ETAGE 2

$$W_2 = 0.43 \text{ KWh/m}^3$$

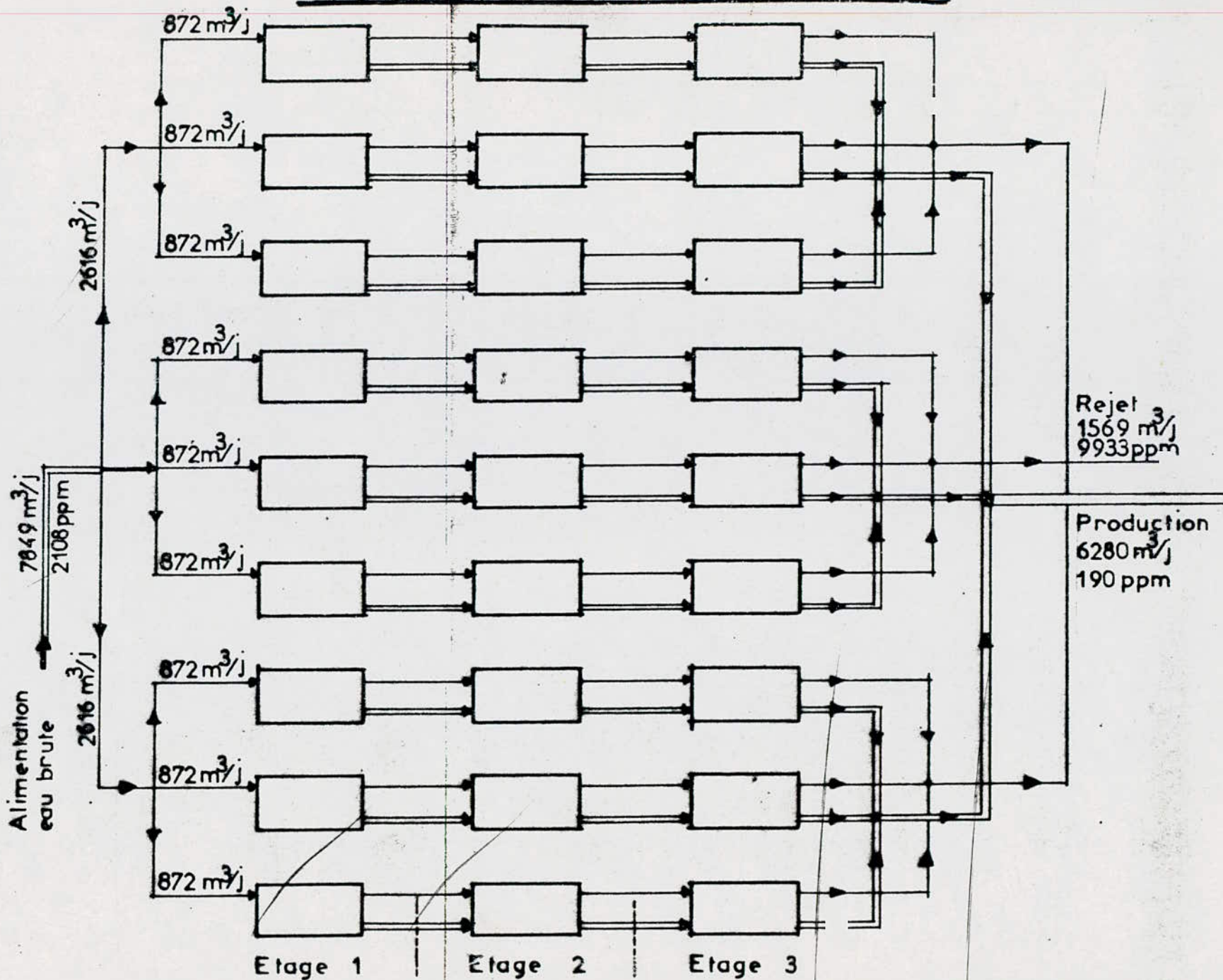
$$V_2 = 350 \text{ volts}$$

ETAGE 3

$$W_3 = 0.15 \text{ KWh/m}^3$$

$$V_3 = 270 \text{ volts}$$

DISPOSITION DE L'UNITE D'ELECTRODIALYSE



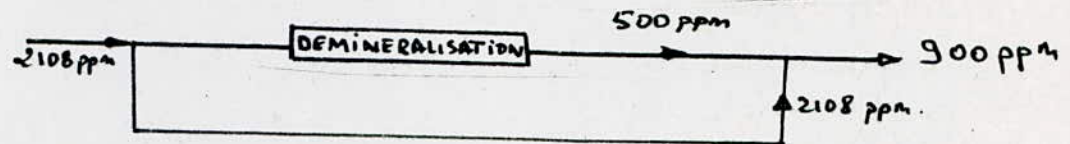
.5.5.7. - Energie totale de désalement

$$W_T = W_1 + W_2 + W_3 = 0,49 + 0,43 + 0,15$$

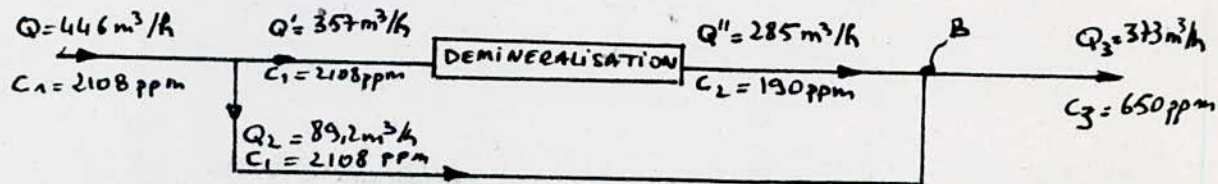
$$W_T = 1,05 \text{ kWh/m}^3 \text{ d'eau traitée.}$$

. 5.5.8.- Calcul de la nouvelle salinité de l'eau

Nos hypothèses de calculs étaient de fournir à la population une eau de salinité 900 ppm obtenu à partir du mélange comme indiqué ci-contre.



Or l'unité de désalement fournit une eau de salinité de 190 ppm nous calculons alors la nouvelle salinité du mélange qui sera fourni à la population



Au point B : $Q'' C_2 + Q_2 C_1 = Q_3 C_3$

$$\Rightarrow C_3 = \frac{285 \times 190 + 89,2 \times 2108}{373}$$

$$C_3 = 650 \text{ ppm.}$$

.5.5.9 - Prévision de la composition de l'eau traitée :

Eau brute salinité 2108 ppm

Elements	ppm	%
Ca2	218	10,34
Mg	112	5,32
Na	235	11,15
K	42	2
SO4	708	33,6
Cl	530	25,15
HCO3	153	7,26
	<u>2108</u>	<u>94,82</u>

Le taux de concentration de chaque élément est calcul e par

$i = \text{éléments}$

Marge d'erreur sur le taux de concentration de chaque élément

$$\frac{100 - 94,82}{100} = 5,18 \%$$

Cette marge d'erreur est conséquente aux erreurs d'analyses.

Eau traitée par électrodialyse , salinité 190 ppm

Eléments	ppm	%
Ca2	19,7	10,34
Mg	10,1	5,32
Na	21,2	11,15
K	3,8	2
SO4	63,8	33,6
Cl	47,8	25,15
HCO3	13,8	7,26
	<u>180,2</u>	<u>94,82</u>

Eau finale destinée à la consommation

Nous poserons comme hypothèse que la répartition des ions, dans l'eau destinée à la consommation reste la même que dans l'eau brute.

. Salinité de l'eau de consommation -- 650 ppm.

Elements	ppm	/
Ca ²⁺	67,4	10,34
Mg	34,6	5,32
Na	72,5	11,15
K ⁺	13	2
So	218,4	33,6
Cl	163,5	25,15
HcO ₃	42,5	7,26
	<hr/> 617	94,82

Nous voyons d'après le tableau ci-dessous que l'eau distribuée à la population répond aux normes de potabilité.

.5.6./ POST-TRAITEMENT , LA CHLORATION (4)

Il est nécessaire de désinfecter l'eau avant de la distribuer à la population . La stérélisation de l'eau représente la dernière étape du déssalement pour obtenir une eau bactériologiquement "pure".

Nous utilisons pour cela de l'hypochlorite de sodium liquide NaClO (eau de javel).

On préconise généralement l'introduction de 2 g/m^3 de chlore libre afin qu'après désinfection , il ne reste que $0,5 \text{ g/m}^3$ de chlore libre dans l'eau distribuée [6]

Donc, $1,5 \text{ g/m}^3$ aura réagit avec les micro organismes vivant dans cette eau.

L'équivalent de 2 g/m^3 de Cl_2 libre dans l'eau sera assuré par de l'eau de javel à 12° . Le degré chlorométrique étant la quantité de chlore en litre ayant le même pouvoir oxydant que 1 kg de produit [7]

$1 \text{ degré chlorométrique} = 3,17 \text{ g de } \text{Cl}_2 \text{ par kg}$

Donc $1 \text{ litre d'eau de javel à } 12^\circ \text{ contient } 38 \text{ g de } \text{Cl}_2 \text{ (} 38 \text{ g/l)}$

$2 \text{ g/m}^3 \text{ de } \text{Cl}_2 \text{ actif nécessite } 2/38 = 0,05 \text{ l de } \text{NaClO} / \text{m}^3 \text{ d'eau}$

Soit pour notre installation $373 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,05 \text{ l/m}^3 \text{ d'eau} = 20 \text{ l par heure}$

Il faut 20 : litres d'eau de javel par heure de fonctionnement pour désinfecter l'eau produite.

-- CHAPITRE 6 - CALCUL ECONOMIQUE -

Cette étude doit être utilisée avec prudence en ce qui concerne son application en raison des circonstances locales et des variations rapides des prix des salaires et des charges sociales en fonction du temps.

Elle est cependant utile pour fixer l'ordre de grandeur du coût de désalement .

.6.1. - Les frais d'investissement (I)

Ces frais englobent le coût des équipements électro-mécaniques et des travaux de génie civil.

.6.1.1. - Données de base de l'investissement (source ENFR/UEB -
5 Bd Med V - Alger).

. EQUIPEMENT

- Détente et refroidissement	2.115.466 DA
- Coagulation, filtration	2.221.236 DA
- postes de désalement	5.056.494 DA
- Transformateur SONELGAZ	2 .100.828 DA
- Equipements électriques divers	1.410.310 DA
E = TOTAL	12.904.335 DA

. GENIE CIVIL

- Le coût des travaux de génie civil représente environ 20 % du coût d'équipement soit G = 2.580.867 DA

. Les frais d'investissement totaux s'élèvent à: \$

$$I = E + G$$

$$i = 15 . 485 . 202 \text{ DA.}$$

6.2. - Les frais d'Exploitations (EX)

Les frais d'exploitations incluent notamment :

- . les coûts des produits chimique ... C
- . Les coûts d'énergie W
- . Les coûts de la main d'oeuvre MO
- . Les membranes M
- . les cartouches filtrantes F

6.2.1. - Données de bases de l'exploitation

Les prix des différents produits sont des prix de 1983 actualisés pour 1985 .

- . Flocculant Fe Cl3 2000 DA la tonne
- . Désinfectant eau de javel. 0,40 DA le litre
- . Acide chloridrique 35% ..
pour rinçage des membranes 600 DA la tonne
- . Prix d'un module de
250 membranes(cellules) .. 88750 DA le module
- . Cartouche filtrante 220 DA pièce
- . énergie électrique..... 0,2 DA /kwh

Les frais d'exploitation sont calculés pour une journée de travail.

~~6.2.5 - Remplacement des membranes et cartouches filtrantes~~

~~. La durée de vie moyenne d'une membrane d'electrodialyse est estimée à 5 ans soit un taux de remplacement de 1,6 % par mois~~

.6.2.2. - Coût de consommation des produits chimiques (C)

- . pour la floculation : débit d'eau 446 m³/h
 dose de 20 mg/l
 temps de travail 22 h par jour
- . Quantité de flocculant FeCl₃ journalier
 446 x 1000 x 20 x 22 = 196 kg/jour
- . Pour la désinfection: débit d'eau .. 373 m³/h
 eau de javel .. 20 l/h
 temps de travail. 22 h par jour
- . Quantité d'eau de Javel journalière nécessaire à la désinfection
 20 x 22 == 440 l
- . Pour le lavage périodique des membranes :
 Le lavage s'effectue avec une solution d'acide chloridrique 35%
 à raison de 10 Kg/j (source notice d'entretien Ionics).

RECAPITULATIF PRODUITS CHIMIQUES

<u>PRODUITS</u>	<u>QUANTITE JOURNALIERE</u>	<u>DEPENSE JOURNALIERE</u>
Flocculant FeCl ₃	196 kg	392 DA
Eau de javel	440 l	176 DA
H Cl 35%	10	6 DA
TOTAL	C	574 DA

6.2. - Les Frais d'Exploitation (EX)

Les frais d'exploitation incluent

- . Les coûts des produits chimiques
- . Les coûts d'énergie
- . Les coûts de la main d'oeuvre
- . Les coûts des membranes et cartouches filtrantes.

6.2.1. - Données de bases de l'exploitation (source ENFR/UER)

- . Flocculant Fe Cl3 ... 2000 DA la tonne
- . désinfectant eau javel ... 0,40 DA le litre
- . Acide chloridre 35% pour
le rânçage des membranes .. 600 DA la tonne
- . prix d'un module de 250
cellules 88750 DA/module
- . cartouche filtrante 220 DA pièce
- . énergie électrique 0,20 DA/kwh

6.2.2. - Coût de consommation des produits chimiques

- . Pour la flocculation
- débit d'eau..... 446 m³ /h
- dose de Fe Cl3... . 20 mg/l
- temps de travail... 22 h par jour
- Quantité de flocculant Fe Cl3 journaliere :
- 446 X 1000 X 20.10 X 22 = 196 kg /jour

Pour la désinfection : débit d'eau 373 m³/h
 volume eau javel. 20 l/h
 temps de travail. 22 h par jour

- Quantité d'eau de javel journalière nécessaire à la désinfection :
- 20 X 22 = 440 l

.6.2.3. - Le coût de l'Énergie (W)

L'énergie prise en compte est celle qui est consommée par la tour de refroidissement, les divers moteurs et l'énergie de désallement

La tour de refroidissement est équipé d'un ventilateur dont le moteur développe une puissance de 20 chevaux [13] soit, $20 \times 735 = 15 \text{ KW}$

Cette énergie ramenée au m³ cube d'eau dessalée est :

$$. 15/373 = 0,04 \text{ KWh/m}^3$$

Les divers électro-pompes développent une puissance de 1 KW [20] soit une dépense en énergie pour un m³ d'eau produit .

$$. 1/373 = 2,7 \cdot 10^{-3} \text{ kwh/m}^3$$

. L'énergie de désallement calculée en () est de 1,05 kwh/m³

donc l'énergie consommée pour un m³ d'eau potable produit est de 1,1 kwh/m³

. Soit pour une journée de fonctionnement

$$. W_e = 1,1 \times 373 \times 22 = 9026,6 \text{ kwh}$$

. Soit une dépense journalière en énergie

$$. W = 9026,6 \times 0,2 = 1805 \text{ DA/Jour}$$

. 6.2.4. - La main d'œuvre (Mo)

Pour la bonne marche de la station, il faut

- . Un électro-mécanicien, chef de station.. 3500 DA/MOIS
- . Deux techniciens(maintenance,analyse) .. 2 X 3000 DA/MOIS
- . Un manoeuvre 2000 DA/MOIS

Soit quotidiennement une charge de 384 DA MO = 384DA/JOUR.

L'unité de désalement comporte 27 modules, le coût mensuel pour l'entretien est de :

- . 27 X 88750 X 0,016 = 38340 DA/MOIS
- . Soit en dépense journalière M = 1278 DA
- . Le remplacement des cartouches filtrantes se fait tous les mois
- . On utilise 92 cartouches
- 92 X 220 = 20240 DA/Mois
- en dépense journalière F = 675 DA/J

6.2.6. - Tableau récapitulatif des dépenses journalières

- . Produits chimiques C = 547 DA/J
- . Energie électrique W = 1805 DA/J
- . Main d'oeuvre MO = 384 DA/J
- . membranes M = 1278 DA/J
- . filtres..... F = 675 DA/J

Donc pour l'exploitation journalière de la station nous avons la charge d'exploitation (Ex) égale à :

. Ex = C + W + MO + M + F
 Ex = 4716 DA/J.

6.3. - Calcul du prix de revient du m3 d'eau produit

Hypothèses de calcul :

- capacité de production	6280 m ³ /j
salinité de l'eau saumâtre	2108 ppm
salinité de l'eau potable	650 ppm

. Charges financières (A)

Durée d'amortissement : 15 ans
 Investissement I = E + G = 15485 202 DA.

92

$$A = \frac{I}{360 \times 15} = 2868 \text{ DA/Jour}$$

Charges d'exploitation (B)

Annuité d'exploitation 6%

$$B = A + Ex + 0,06 A$$

$$B = 7756 \text{ DA/jour}$$

prix du m³ d'eau potable produit par électrodialyse

$$P = \frac{7756 \text{ DA/J}}{6280 \text{ m}^3/\text{J}} = 1,23 \text{ DA /m}^3 \text{ d'eau produite}$$

A titre comparatif , le m³ d'eau potable consommé par les usagers est de 1 DA/m³ (SEDAL .

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

N°	AUTEURS	TITRES	EDITION	ANNEE
1	C.GOMELLA ET H. GUERREE .	LE TRAITEMENT DES EAUX PUBLIQUES INDUSTRIELLES ET PRIVEES	EYROLLES (PARIS)	1978
2	J.RODIER	L'ANALYSE DE L'EAU	DUNOD TECHNIQUE PARIS	1981
3	A.DUPONT	HYDRAULIQUE URBAINE (TOME 1)	EYROLLES PARIS	1981
4	R.COSC	TECHNIQUE ET CONTROLE DES TRAITEMENTS DES EAUX(N°49)	OMS/GENEVE	1967
5	P. WUITHIER	RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE (TOME 1 et 2)	IFP(PARIS)	1972
6	/	LA PRATIQUE DE L'EAU	MONITEUR PARIS	1981
7	DEGREMONT	MEMENTO TECHNIQUE DE L'EAU	TECHNIQUE/ DOCUMENTATION (PARIS)	1978
8	R.THOMAZEAU	STATION D'EPURATION,EAUX PUBLIQUES, EAUX USEES	id	1981
9	J.VAILLANT	DESSALEMENT DES EAUX DE MER ET SAUMATRE	EYROLLES	1970
10	C.GOMELLA	LA SOIF DU MONDE	TERRE ET FEUX PARIS	1969
11	J.TAHAR	L'EXPERIENCE ALGERIENNE EN MATIERE DE DEMINERALISATION DES EAUX , COMMUNICATION AUX SEMINAIRE SUR LE DESSALEMENT DES EAUX"	OMS/MES ALGER	1981
12	A.MANUEL	DEMINERALISATION DES EAUX SAUMA- TRES PAR ELECTRODIALYSE	OMS/MES ALGER	1981
13	TECHNIQUE del'INGENIEUR	• GENIE CHIMIQUE • TECHNIQUE ET APPAREILLAGE.		
14	A.VAN.HAUTE	OSMOSE INVERSE,ASPECT THEORIQUE	OMS/MES ALGER	1981
15	J.AMANOWICZ	TABLEAUX DES VALEURS POUR CALCULS DE TRANSFERT DE MATIERE	E.N.P.	1980

16 Sté Lyonnaise des eaux PRINCIPE DE TRAITEMENTS DES EAUX POTABLES PARIS

17 PERRY IND FILTER AND PUNP / 1975

18 Cours de Fen 202 (ENP

19 Mémoire de fin d'étude

MM. BELKACEMI et CHIKHI "Etude de deux procédé de déssallement d'eau saumâtre osmose inverse et électro dialyse ". - Janvier 1983 .

20 - DOCUMENTS EMPRUNTÉS A L'ENFR/UER (5 Bd Med V Alger)

. Brochures Ionics

.. Brochures SODETEG

. Brochures PERMASEP - PERMEATOR

. Marché Ionics - Ouled Djellal
Sidi Bel Abbès.

