



**TECHNIQUES
DE L'INGÉNIEUR**

Réf. : **W5700 V1**

Dessalement de l'eau de mer

Date de publication :
10 février 2010

Date de dernière validation :
01 février 2017

Cet article est issu de : **Environnement - Sécurité | Technologies de l'eau**

par **Jean-Marie ROVEL**

Résumé Face à une répartition inégale de l'eau potable sur la planète, une demande de plus en plus forte pour le dessalement de l'eau de mer a été recensée ces dernières années. Le développement démographique, la haute concentration de la population mondiale dans une même zone où l'activité humaine s'accroît, et les progrès techniques qui ont menés à une réduction des coûts d'investissement, sont autant de facteurs qui ont contribué à cette hausse de la demande. Cet article s'intéresse à ce procédé de dessalement par l'étude de la distillation et de l'osmose inverse, mais également à travers les aspects de l'hygiène, de la sécurité et de l'environnement. Sont ensuite comparés les différents procédés et les critères de choix de ces méthodes.

Abstract Due to the unequal distribution of drinking water on the planet, the demand for sea water desalination has increased significantly over the last few years. Demographic growth, the high concentration of the global population in a same area where human activities are expanding as well as the technical advances which lowered investment costs are so many factors which have led to an increase in this demand. This article deals with this desalination process, not only through the study of distillation and reverse osmosis, but also in the field of hygiene, security and environmental quality. The various processes and criteria for selecting these methods are finally compared.

Pour toute question :
Service Relation clientèle
Techniques de l'Ingénieur
Immeuble Pleyad 1
39, boulevard Ornano
93288 Saint-Denis Cedex

Par mail :
infos.clients@teching.com
Par téléphone :
00 33 (0)1 53 35 20 20

Document téléchargé le : **11/04/2019**

Pour le compte : **7200048087 - ecole normale superieure de lyon // 140.77.2.118**

© Techniques de l'Ingénieur | tous droits réservés

Dessalement de l'eau de mer

par **Jean-Marie ROVEL**

Ancien directeur chez Degrémont/Groupe Suez-Environnement

Mise à jour du dossier [J 2 700] écrit par **Patrick Danis** et paru en juin 2003 dans la base documentaire « Génie des procédés »

1. Eau de mer et eau potable	W 5 700 - 2
1.1 Qualité de l'eau de mer	— 2
1.2 Qualité de l'eau produite	— 3
2. Distillation	— 3
2.1 Distillation à simple effet	— 3
2.2 Distillation à effet multiple	— 4
2.3 Multi-effet avec compression de vapeur	— 5
2.4 Distillation par détente successives (ou multistage)	— 6
2.5 Avantages de la distillation	— 8
2.6 Contraintes de la distillation	— 9
3. Osmose inverse	— 10
3.1 Pression osmotique et pression de fonctionnement (rappel)	— 10
3.2 Paramètres de fonctionnement d'une osmose inverse	— 11
3.3 Prétraitement de l'eau d'alimentation	— 12
3.4 Éléments de dimensionnement d'une unité d'osmose inverse	— 14
3.5 Avantages et contraintes de l'osmose inverse	— 17
4. Hygiène, sécurité et environnement	— 18
5. Comparaison des procédés et critères de choix	— 18
Pour en savoir plus	Doc. W 5 700

Trois facteurs principaux expliquent la demande de plus en plus forte pour le dessalement d'eau de mer constatée ces 15 dernières années :

- le développement démographique et son amplificateur : une migration des populations rurales vers les villes et principalement vers les villes les plus grandes ;

- le fait que plus du tiers de la population mondiale et plus de la moitié des mégalo-poles (ville de plus de 5 millions d'habitants) soient concentrés dans une bande côtière de 150 km de profondeur où s'exerce donc une demande rapidement croissante de tous les secteurs de l'activité humaine : eau domestique, industrielle, touristique, agricole... Alors que les fleuves qui l'abreuvent y arrivent de plus en plus pollués et ayant déjà subi des prélèvements (surtout pour l'irrigation agricole) de plus en plus importants ;

- par ailleurs, les progrès techniques des deux technologies utilisées en dessalement d'eau de mer se sont traduits par une réduction des coûts d'investissement (taille croissante des unités construites, amélioration des membranes utilisées en osmose inverse (cf. perméabilité et passage de sel)...) et surtout des coûts de fonctionnement réduits en particulier pour le procédé d'osmose inverse dont la demande en énergie spécifique (kWh/m³ d'eau produite) a décru de 40 % en 15 ans... Tout cela concourant à rendre l'offre plus attrayante.

Demande forte, offre plus attrayante expliquent donc la croissance globale du marché de plus de 10 % par an et une mondialisation de celui-ci : encore très concentré, il y a 15 ans, sur le Moyen-Orient (Arabie Saoudite, Émirats arabes unis [ÉAU])..., il s'étend maintenant à tout le pourtour méditerranéen (Espagne et Algérie en particulier), aux Caraïbes, sud des États-Unis, Australie, et récemment Chine, Inde...

Ainsi, une étude de 2008 recensait 13 800 installations en fonctionnement dont 60 % en osmose inverse et 40 % par distillation, mais la capacité de ces dernières étant plus élevée, leurs contributions respectives s'inversent.

Si l'on additionne les capacités installées, on arrive à un total de 60 millions de m³ par jour ou encore l'équivalent de la consommation domestique d'environ 300 millions d'habitants !

1. Eau de mer et eau potable

1.1 Qualité de l'eau de mer

L'eau de mer est la matière première de l'usine de dessalement. Chacun peut observer ses changements de température, de limpidité d'un lieu ou d'un jour à l'autre ; les écarts de salinité sont moins connus or salinité, température et matières en suspension sont les paramètres majeurs du fonctionnement d'une unité de dessalement.

1.1.1 Salinité

La salinité mesure la concentration en sels dissous ; elle s'exprime le plus souvent en mg ou encore en ppm chez les Anglo-Saxons. On notera que cette dernière unité n'est pas strictement équivalente puisqu'elle exprime des mg/kg.

Les salinités les plus basses se rencontrent au voisinage des pôles ou dans les zones de fort apport d'eau douce (cf. estuaires). La quantité de sels dissous augmente au fur et à mesure que l'on se rapproche des tropiques. Elle peut dépasser 45 g/L dans certaines zones, telles que la côte est de l'Arabie Saoudite où la chaleur et les hauts-fonds favorisent l'évaporation.

Quelques valeurs moyennes de la salinité de l'eau de mer :

- océan Atlantique : 35 g/L ;
- mer Méditerranée : 38 g/L ;
- mer Rouge : 40 g/L ;
- golfe Persique : jusqu'à 46 g/L.

Le lecteur pourra se reporter à l'article [K 170] *Propriétés physiques de l'eau de mer*.

Le laboratoire hydrographique de Copenhague a défini la composition « moyenne » d'une eau de type océan Atlantique. Le tableau 1 précise la répartition des ions principaux.

En dehors du chlorure de sodium qui représente 85 % de la salinité totale, on note la présence des ions bicarbonates, calcium et sulfates. Ces ions sont des sources potentielles d'entartrage selon les conditions de température, de concentration et de pH. Or, tout procédé de dessalement implique une concentration de l'eau. Il restera donc à l'opérateur le choix de la température et du pH pour éviter sinon limiter l'entartrage des appareils.

1.1.2 Température

La température de l'eau de mer peut varier sur les côtes de quelques degrés centigrades sous l'influence des courants polaires jusqu'à 35 °C autour de la péninsule arabique.

Cette température influence assez peu la distillation [si ce n'est par la limitation du nombre d'effets utilisables en distillation à

Tableau 1 – Composition standard de l'eau de mer océanique

Cations	Quantité (mg/L)	Anions	Quantité (mg/L)
Sodium	11 035	Chlorures	19 841
Magnésium	1 330	Sulfates	2 769
Calcium	418	Bicarbonates	146
Potassium	397	Bromures	68
Strontium	14	Fluorures	1,4
Salinité totale : 36 047 g/L			

détentes successives (cf. § 2.4)), au contraire, elle est très importante pour les systèmes d'osmose inverse : la production des membranes d'osmose augmente d'environ 3 % par degré Celsius (cf. viscosité de l'eau). En contrepartie, la qualité de l'eau produite diminue et le vieillissement de la membrane s'accélère. L'expérience montre que l'optimum se situe autour de 25 °C.

On retiendra aussi que la capacité d'une unité d'osmose inverse n'a de sens que si l'on précise la température d'eau pour laquelle cette capacité est atteinte.

1.1.3 Teneur en matières en suspension

L'eau de mer véhicule d'une part des matières minérales (sédiments, morceaux de coquillage...) et, d'autre part, des organismes vivants souvent microscopiques. En pleine mer, le plancton prédomine. Près des côtes, la teneur en sédiment augmente et surtout elle varie avec l'agitation de l'eau (houle, vagues...) et selon les courants et la profondeur des fonds et leur nature (sable, rochers...) ; en outre, la pollution par des rejets urbains ou industriels peut aussi devenir importante. Le site de la prise d'eau et sa conception seront choisis pour minimiser toute pollution et éviter au mieux les zones à forte teneur en matières en suspension.

Les membranes d'osmose arrêtent parfaitement toutes les matières en suspension quelles que soient leurs tailles, par contre, il en résulte un colmatage de la membrane, la rendant impropre à son usage. Pour conserver son efficacité, il est donc indispensable de rendre l'eau de mer aussi limpide que possible. C'est l'objectif du prétraitement dont les phases successives sont décrites au paragraphe 3.3.

La distillation, procédé beaucoup moins sensible aux matières en suspension, ne requiert qu'un tamisage (0,5 à 2 mm) : filtration grossière pour la protection des pompes et des échangeurs.

1.2 Qualité de l'eau produite

1.2.1 Critères de potabilité

Dans la grande majorité des cas, tout ou partie de l'eau produite est destinée à la consommation humaine et doit donc être conforme à la réglementation locale des eaux potables.

Cependant, une partie de la production peut aussi être directement livrée à une usine à proximité. L'exemple le plus fréquent est celui de la centrale thermique, qui requiert une eau d'appoint complètement déminéralisée. Un traitement complémentaire (échange d'ions, électrodéionisation) sera nécessaire mais plus ou moins important suivant la salinité résiduelle, sachant que la distillation peut produire une eau contenant moins de 5 mg/L de sels dissous, alors que l'osmose inverse sera limitée à 100-250 mg/L TDS.

Il arrive que certains pays n'aient pas de réglementation concernant la qualité des eaux potables. On se conforme alors aux recommandations de l'Organisation mondiale de la santé (OMS), lesquelles font référence au sein de la Communauté internationale. Celle-ci classe les critères de potabilité d'une eau en cinq groupes. Ceux qui intéressent le producteur d'eau dessalée concernent :

- l'aspect physique : température, limpidité, odeur, teneur en matières en suspension (MES) ;
- les caractéristiques chimiques : salinité, chlorures, pH, etc.

Pour chaque critère, l'OMS précise une valeur guide, par exemple :

- salinité inférieure ou égale à 1 000 mg/L ;
- chlorures inférieurs ou égaux à 250 mg/L, ce deuxième critère étant le plus contraignant.

Le facteur clé du dessalement est évidemment la salinité finale recherchée. Toutefois, des critères plus pointus sont parfois requis tels que les teneurs en B, Br, métaux lourds (cf. corrosion des unités § 2.6.1) nécessitant des aménagements, voire un post-traitement.

1.2.2 Contraintes du réseau de distribution de l'eau

Les critères de potabilité ne suffisent pas complètement à la détermination de la qualité de l'eau potable. Il faut aussi vérifier qu'elle ne soit ni agressive, ni corrosive vis-à-vis des matériaux rencontrés sur le réseau de distribution aux usagers. Or, quel que soit le procédé de dessalement retenu, l'eau produite est pratiquement dépourvue de bicarbonate de calcium et montre donc un caractère agressif marqué. Cette agressivité doit être neutralisée par un post-traitement à déterminer en fonction de la nature des matériaux du réseau. Il peut prendre des formes plus ou moins complexes depuis une simple correction de pH jusqu'à une reminéralisation partielle par introduction simultanée de chaux et de dioxyde de carbone, ou de dioxyde de carbone suivie d'une filtration sur calcaire.

2. Distillation

2.1 Distillation à simple effet

Ce procédé est mis en œuvre depuis longtemps sur les navires où les moteurs Diesel émettent une quantité significative de chaleur récupérable. Son principe est simple : il reproduit le cycle naturel de l'eau. Dans une enceinte fermée, un serpentin de réchauffage porte à ébullition l'eau de mer (figure 1). La vapeur produite se condense au contact d'un deuxième serpentin alimenté par l'eau de mer froide. Un éjecteur (ou une pompe) évacue les gaz incondensables. Un groupe électropompe soutire le distillat

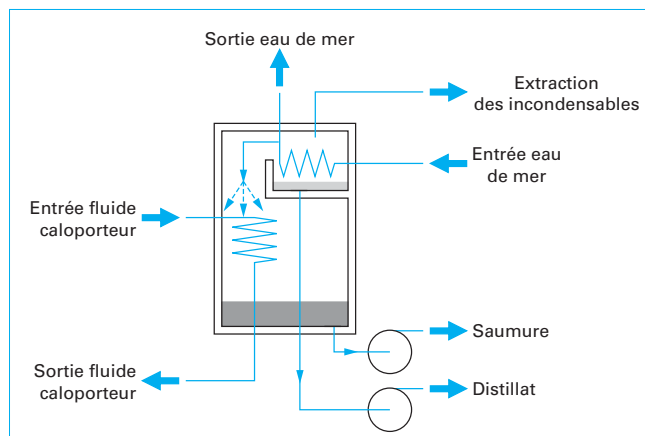


Figure 1 – Distillation à simple effet (source : Sidem)

(eau condensée) ; un deuxième l'eau de mer concentrée ou saumure.

Pour établir le **bilan thermique**, on considère que le débit d'eau de mer admis dans l'enceinte est la somme des débits d'eau produite et de saumure :

$$Q = k D c_p \Delta t + D r \quad (1)$$

- avec Q (kJ) quantité de chaleur recherchée,
 k rapport débit d'eau de mer admis/débit d'eau douce produite,
 D (kg) débit d'eau douce,
 c_p capacité thermique massique supposée égale à 4,18 kJ/(kg · K), quelle que soit la salinité de l'eau,
 Δt (°C) écart entre la température d'ébullition et la température de l'eau mer à l'entrée de l'enceinte,
 r (kJ/kg) enthalpie (ou chaleur latente) de vaporisation.

La **consommation spécifique du procédé** s'exprime par le ratio :

$$Y = Q/D \quad (2)$$

Il mesure la quantité de chaleur nécessaire à la production de 1 kg d'eau douce.

Les Anglo-Saxons parlent du *gain operation ratio* qui est le rapport :

$$GOR = r/Y \quad (3)$$

Il mesure la masse d'eau douce produite par kg de vapeur (en supposant que le fluide caloporteur soit de la vapeur d'eau dont l'enthalpie par kg varie peu avec la température).

Exemple

En admettant les valeurs usuelles suivantes :

$$r = 2\,345 \text{ kJ/kg à } 63^\circ\text{C} ; k = 3,5 ; \Delta t = 7^\circ\text{C}$$

on obtient en introduisant ces valeurs dans les relations (1), (2) et (3) :

$$Y = Q/D = (3,5 \times 4,18 \times 7) + 2\,345 = 2\,447 \text{ kJ/kg}$$

$$GOR = r/Y \approx 1$$

On constate qu'il faut approximativement 1 kg de vapeur pour produire 1 kg d'eau. La quantité d'énergie thermique devient très vite gigantesque dès qu'il s'agit de répondre aux besoins de la population d'une ville. D'autres procédés plus économiques ont donc été mis au point. En particulier, les distillations à multiple effet et à détentes successives.

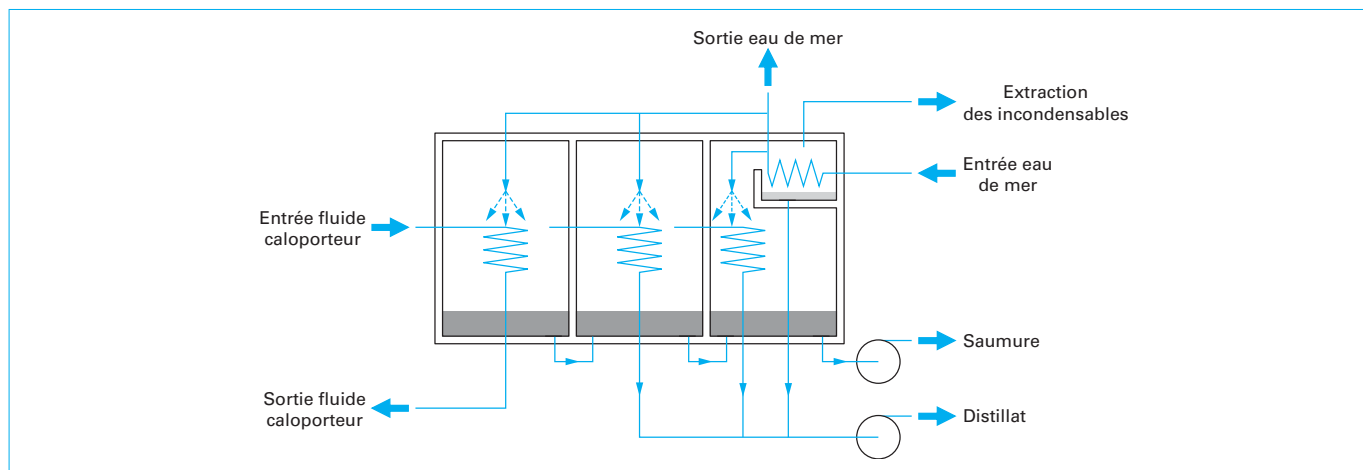


Figure 2 – Distillation à multiple effet : ici trois effets (source : Sidem)

2.2 Distillation à effet multiple

2.2.1 Principe

Une installation de distillation à effet multiple est constituée par la juxtaposition de n cellules fonctionnant selon le principe de l'effet simple (figure 2). Le fluide de réchauffage porte à l'ébullition l'eau de mer admise dans la première cellule, qui est aussi la cellule où règne la température la plus haute et donc la pression est la plus élevée. La vapeur émise par l'ébullition de l'eau de mer est transférée dans la cellule voisine où le condenseur maintient une pression légèrement inférieure. La température d'ébullition diminuant avec la pression, on vaporise une fraction de l'eau de mer présente dans la deuxième cellule. C'est le deuxième effet. On peut évidemment répéter l'opération plusieurs fois, la limite basse étant donnée par la température de l'eau de mer froide (figure 2).

Pour évaluer la consommation thermique de ce procédé, on supposera que n étant le nombre d'effets et D la production d'eau douce des n cellules, la production de chaque cellule est égale à D/n . Par ailleurs, on négligera les pertes thermiques. Dans ces conditions et en reprenant les symboles de la distillation à simple effet, la consommation d'énergie de la distillation à effet multiple est réduite à :

$$\begin{aligned} Q &= k D c_p \Delta t + D r / n \\ Y &= Q/D = k c_p \Delta t + r / n \end{aligned} \quad (4)$$

Cette équation montre que la consommation d'énergie est approximativement celle de la distillation simple, divisée par le nombre d'effets. En d'autres termes, le GOR – rapport de la masse d'eau douce sur celle de la vapeur – est presque égal au nombre d'effets.

2.2.2 Choix du nombre d'effets

À la vue de l'équation (4), le futur exploitant choisira le nombre d'effets le plus grand possible. Cependant, l'investissement croissant démontre que l'optimum est rapidement atteint pour des n de 3 à 10.

2.2.2.1 Augmentation du coût d'investissement selon le nombre des effets

Pour limiter au mieux l'entartrage en n'utilisant qu'un traitement antitartre simple (cf. § 2.6.3.3), les constructeurs fixent la température maximale de ce procédé entre 60 et 65 °C. Par ailleurs, si l'on

se trouve au Moyen-Orient où la température de l'eau de mer atteint 30 à 35 °C, l'échelle de fonctionnement de l'unité de distillation sera donc de 30 °C dans cette région.

Si n est le nombre d'effets, on disposera d'un $\Delta t_1 = 30/n$ °C par effet. Mais si on double le nombre d'effets :

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 / 2$$

Or, les échanges thermiques suivent une loi de la forme :

$$Q = K S \Delta t$$

avec K coefficient de transfert,

S surface de transfert,

Δt écart de température entre la paroi froide et la paroi chaude.

Pour les maintenir au même niveau, on voit que la surface des échangeurs correspondant à Δt_2 sera le double de celle correspondant à Δt_1 (sans tenir compte de K qui varie aussi en fonction de Δt). Il en est de même pour les parois des chambres. Le coût d'investissement augmentera donc plus vite que n .

2.2.2.2 Réduction de la consommation d'énergie en fonction du nombre d'effets

Exemple

Considérons deux cas : $n = 5$ et $n = 10$ et une échelle de température de 35 °C.

Pour $n = 5$ (avec un ΔT de 7 °C) :

$$r/n = 469 \text{ kJ et } Y = 571 \text{ kJ}$$

Pour $n = 10$ (avec un ΔT de 3,5 °C) :

$$r/n = 234 \text{ kJ et } Y = 285 \text{ kJ}$$

Ce qui correspond à des GOR d'environ 4 et 8,2 respectivement.

L'économie d'énergie est considérable, aussi les grandes unités comportent-elles des systèmes à 8-15 effets très efficaces mais d'un coût assez élevé. On notera aussi de suite que c'est le procédé qui, dans sa variante avec « thermocompression de vapeur » (cf. § 2.3.2), connaît le développement le plus rapide car plus efficace, tout en restant moins cher que la distillation multistage (cf. § 2.4) qui avait été le standard des années 1970 aux années 2000.

2.2.3 Conception d'une unité de distillation à multiple effet

2.2.3.1 Technologie de l'échangeur de chaleur

Pour réchauffer l'eau de mer à l'intérieur de chaque cellule, on dispose de plusieurs méthodes.

■ Échangeur immergé

La méthode la plus ancienne consistait à **immerger l'échangeur de chaleur dans l'eau de mer**. Bien que simple, cette disposition conduit à une réduction du transfert de chaleur qui diminue progressivement avec la hauteur de liquide (augmentation de la pression, donc de la température d'ébullition).

De ce fait, cette méthode n'est plus utilisée sauf pour les petites installations telles que les bouilleurs du type « marine ».

■ Échangeur à tubes verticaux

Dans cette configuration, l'eau de mer coule à l'intérieur des tubes tandis que la vapeur est admise à l'extérieur. L'eau de mer est récupérée à la base du faisceau de tubes, puis transférée par pompe à la partie supérieure du faisceau de la cellule suivante. Cette méthode a l'inconvénient d'imposer un pompage à l'aplomb de chaque cellule et d'augmenter la consommation d'énergie électrique.

■ Échangeur à tubes horizontaux

Dans cette configuration, l'eau de mer est pulvérisée sur le faisceau de tubes placé à l'horizontale. Il en résulte un excellent coefficient de transfert de chaleur, d'autant plus que les gaz incondensables sont rapidement libérés et extraits dans la partie supérieure.

Par ailleurs, cette méthode produit une vaporisation douce : les entraînements de sels sont moins importants que dans le procédé par détente (voir § 2.4). On peut même obtenir une eau condensée très pure (jusqu'à 1 mg/L de sels) à l'aide de dispositifs spéciaux (filtres à gouttelettes) installés au-dessus de la zone de vaporisation. C'est la configuration retenue pour les grandes installations.

2.2.3.2 Température maximale de fonctionnement

Trois avantages concourent à fixer la température maximale entre 60 et 65 °C :

- une vitesse de corrosion assez limitée qui permet l'utilisation d'aciers inoxydables standards ; voire même de l'acier revêtu pour les parois des chambres ;
- un traitement antitartre limité au dosage d'un inhibiteur de corrosion (pas d'acide) ;
- la possibilité d'utiliser de la vapeur sous une faible pression absolue (0,35 bar) pour le réchauffage de l'eau de mer.

2.2.3.3 Pompages

Les pompes de distillat et de saumure sont du type le plus courant, à savoir horizontal avec une aspiration axiale. En général, il n'y a pas de recirculation de la saumure dans le procédé à multiple effet. La consommation d'énergie électrique est de l'ordre de 1 kWh/m³ produit.

2.2.4 Fonctionnement et entretien

La mise en marche de ce type d'unités est rapide. De plus, ces unités ont une certaine souplesse de fonctionnement qui permet d'adapter la production d'eau douce à la demande.

En cas d'arrêt, il faut évidemment vider l'eau de mer et rincer. Des détartrages à l'acide sont à prévoir régulièrement : une fréquence de un par an est un minimum selon les constructeurs.

2.3 Multi-effet avec compression de vapeur

2.3.1 Compression mécanique de vapeur

2.3.1.1 Principe et consommation d'énergie

Dans une cellule de distillation, on constate que l'enthalpie de la vapeur émise est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant (figure 3).

Exemple

Prenons le cas d'une cuve contenant de l'eau en présence de sa vapeur à $t_{s1} = 70$ °C (pression absolue correspondante : 0,31 bar), l'enthalpie de la vapeur considérée saturée sèche est $H_1 = 2\,625$ kJ/kg.

Comprimons cette vapeur à une pression absolue de 0,47 bar. Considérant en première approche qu'il s'agit d'une compression à entropie constante avec un rendement de 100 %, la nouvelle enthalpie est $H_2 = 2\,700$ kJ/kg (température de saturation $t_{s2} = 80$ °C).

Pour obtenir 1 kg de vapeur de réchauffage à 80 °C, on aura donc fourni une énergie de :

$$H_2 - H_1 = 75 \text{ kJ}$$

ce qui correspond, pour le transfert de chaleur, à une différence de température :

$$t_{s2} - t_{s1} = 10 \text{ °C}$$

En pratique, le rendement global η de la compression de vapeur est de l'ordre de 0,75. L'énergie consommée pour produire 1 m³ de distillat est donc :

$$E = \eta (H_2 - H_1) / 3,6 = 27,8 \text{ kWh}$$

Il faut alors comparer le coût de 27,8 kWh électrique à celui d'une tonne de vapeur. Ce dernier est souvent plus avantageux. C'est pourquoi, les constructeurs ont optimisé la construction de ce type d'unités pour réduire les pertes de charge et améliorer les transferts de chaleur de telle sorte que la différence de température entre la paroi chaude et la paroi froide ($t_{s2} - t_{s1}$) soit réduite de 10 à 5 °C. La consommation électrique est alors de l'ordre de 14 kWh/m³.

En ajoutant un deuxième effet, on réduira cette consommation jusqu'à une valeur comprise entre 7 et 9 kWh/m³, etc.

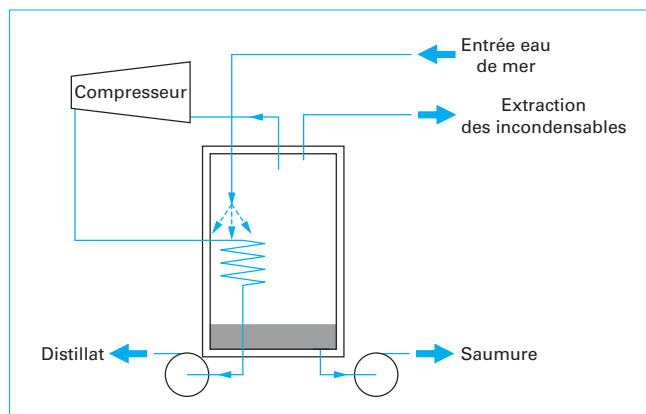


Figure 3 – Compression mécanique de vapeur à un seul effet (source : Sidem)

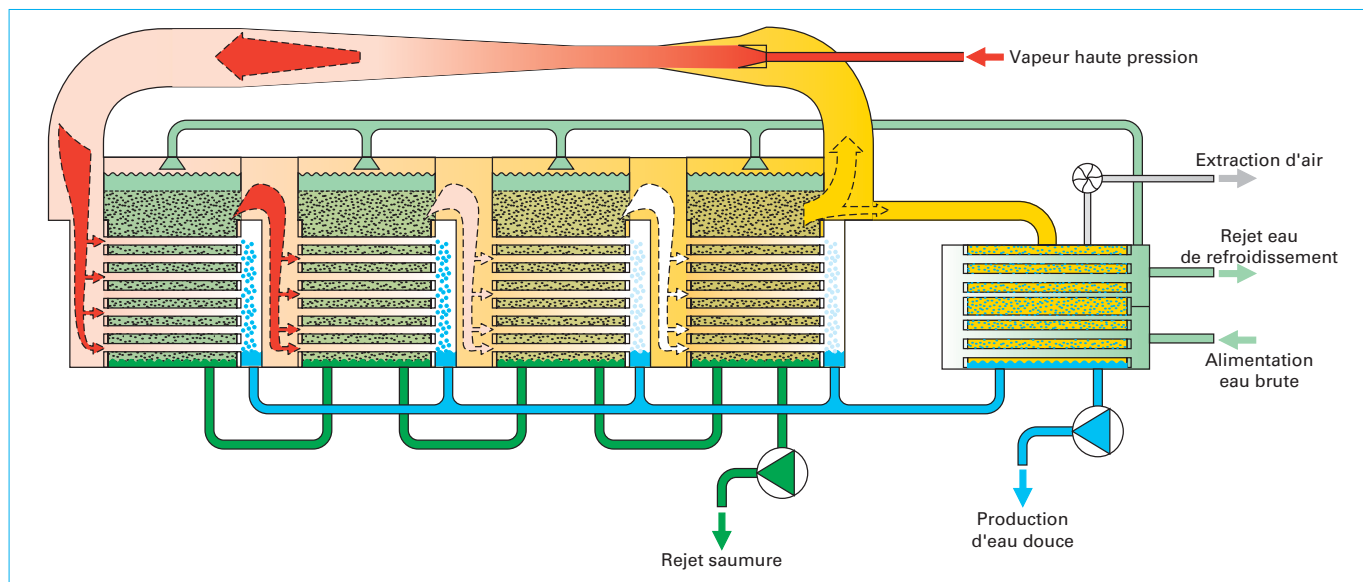


Figure 4 – Thermocompression ici à 4 effets (source : Entropie)

2.3.1.2 Domaine d'application

Ce procédé fonctionne uniquement avec de l'énergie électrique. Cependant, on peut lui associer un échangeur thermique pour récupérer d'éventuelles calories « basses températures » disponibles sur le site. On réchauffera ainsi à peu de frais l'eau de mer avant son admission dans l'évaporateur.

En ce qui concerne l'entretien électromécanique, on notera l'importance du compresseur de vapeur. La puissance nominale de cet appareil est déjà de l'ordre de 300 kW pour une unité capable de produire 600 m³/j. On comprend que ce procédé soit limité aux petites unités dans une fourchette de 100 à 1 000 m³/j. On retiendra également que les meilleurs rendements sont obtenus au-dessus de 200 m³/j.

Le marché visé est celui des « petites communautés » telles que centres de vacances, îles, plates-formes *offshore*, et aussi certaines applications industrielles.

2.3.2 Thermocompression

Dans ce cas, la vapeur produite par la cellule la plus froide est comprimée par un éjecteur à vapeur. Plus la pression de la vapeur motrice est élevée, plus l'enthalpie du mélange sortant est importante. En première approximation, on considérera que la transformation est isentropique et que l'enthalpie du mélange sortant est égale à la moyenne proportionnelle des enthalpies entrantes.

Pour évaluer l'avantage de ce procédé, examinons le cas d'une **unité comprenant quatre effets** (figure 4). L'éjecteur introduit la vapeur dans la cellule la plus chaude. Elle se condense à l'intérieur du faisceau de tubes, du fait du ruissellement d'eau de mer froide à l'extérieur. La condensation dégage la chaleur nécessaire à l'évaporation d'une partie de l'eau de mer. La vapeur émise est transférée dans la deuxième cellule où elle se condense à son tour tout en évaporant un deuxième volume d'eau de mer.

Le phénomène se reproduit dans la troisième et la quatrième cellule. À la sortie de la dernière cellule, une partie de la vapeur est condensée pour servir d'appoint à la chaudière. Le complément est recyclé après compression par l'éjecteur.

Le bilan massique simplifié est le suivant : 2 kg de vapeur sortant de l'éjecteur sont introduits dans le premier effet ; aux pertes près, elles produisent 2 kg de vapeur et 2 kg d'eau douce et ainsi de suite jusqu'au quatrième effet. À ce niveau, on récupère 1 kg de

vapeur pour la recompression, le kilogramme restant est condensé.

On en déduit :

– une production totale d'eau douce de :

$$2 \text{ kg} \times \text{nombre d'effets} + 1 \text{ kg au condenseur} = 9 \text{ kg}$$

– une consommation de vapeur motrice de 1 kg ;

– une production nette d'eau douce de :

$$9 - 1 = 8 \text{ kg/kg de la vapeur consommée (GOR} = 8)$$

On remarque les avantages de la thermocompression :

- une installation à multiple effet sans thermocompression produit deux fois moins d'eau à consommation de vapeur égale (cf. exemple 10 cellules pour GOR = 8,2 au § 2.2.2.2) ;
- la pression de la vapeur motrice peut être choisie sur une large échelle allant de 1,5 à 45 bar ;
- une unité à détentes successives aurait 16 à 20 étages pour obtenir le même rendement.

Ces avantages expliquent le succès de cette technique. On trouve maintenant des références dont la capacité unitaire s'étend de 50 à 20 000 m³/j (figure 5).

2.4 Distillation par détentes successives (ou multflash)

2.4.1 Principe

Considérons une cellule (figure 6), contenant de l'eau de mer en équilibre avec sa vapeur à la température t . Si l'on y introduit une quantité D_e d'eau de mer à la température $(t + \Delta t)$, tout en maintenant la pression stable (via le condenseur), on constate la vaporisation d'une petite partie D_v de l'eau admise telle que :

$$D_e c_p \Delta t = D_v r \quad \text{soit} \quad D_v / D_e = c_p \Delta t / r$$

avec r enthalpie (ou chaleur latente) de vaporisation à la température t ,

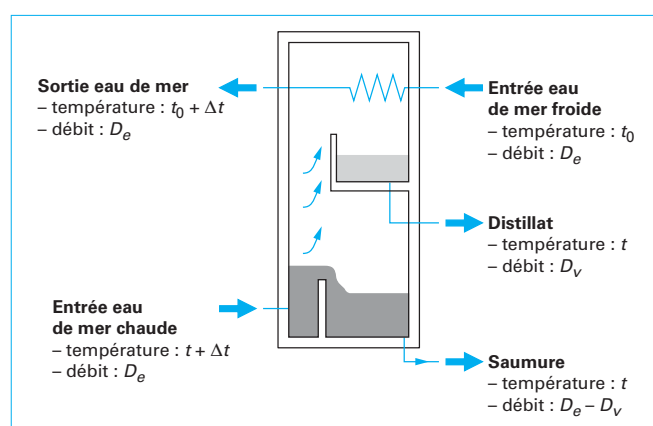
c_p capacité thermique massique supposée égale à 4,18 kJ/kg quelle que soit la salinité de l'eau.



(a) vue latérale d'une unité



(b) vue aérienne des deux unités

Figure 5 – Dessalement par distillation à effet multiple et compression de vapeur à Tripoli, Libye (source : Sidem)**Figure 6 – Échanges thermiques dans une cellule d'un distillateur à détentes successives** (source : Sidem)

Pour une valeur classique de $\Delta t = 2,5\text{ }^{\circ}\text{C}$, on en déduit : $D_v/D_e = (4,18 \times 2,5)/2\ 345 = 0,0045$ soit 4,5 % de l'eau entrante.

Dans la partie supérieure de la cellule, la vapeur se condense au contact d'un échangeur alimenté en eau de mer à une température $t_0 < t$.

À la sortie de l'échangeur, la température de l'eau de mer est $(t_0 + \Delta t)$.

La température la plus basse t_0 est fixée par la température de l'eau de mer tandis que la température la plus haute est choisie par le constructeur entre 80 et 115 $^{\circ}\text{C}$, ce qui avec $t_0 = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ permet d'insérer jusqu'à 30 étages.

Une unité de distillation par détentes successives (figures 7 et 8) est constituée par la juxtaposition de n cellules, chacune fonctionnant à une température comprise entre celles des cellules moyennes (figure 7).

L'eau de mer circule à l'intérieur des condenseurs successifs de la cellule la plus froide vers la plus chaude. En traversant les n cellules, sa température s'élève de t_0 à $(t_0 + n\Delta t)$. Un réchauffeur porte ensuite sa température à $(t + n\Delta t)$. Elle est alors admise dans la cellule la plus chaude, où règne la température $t(n-1)\Delta t$. Cela provoque la première détente. La vapeur produite est condensée puis l'eau de mer légèrement concentrée et le condensat sont transférés dans la cellule voisine, respectivement par les conduits A et B (figure 7) où se produit la deuxième détente. Ce processus se reproduit jusqu'à la cellule la plus froide. À la sortie de celle-ci, on obtient une saumure à la température t et un distillat à la même température (en première approximation, car cela suppose que l'on néglige les pertes de charge pouvant exister sur le trajet de la vapeur à l'intérieur de chacune des chambres et l'effet de la concentration croissante de la saumure sur sa température d'ébullition à une pression donnée).

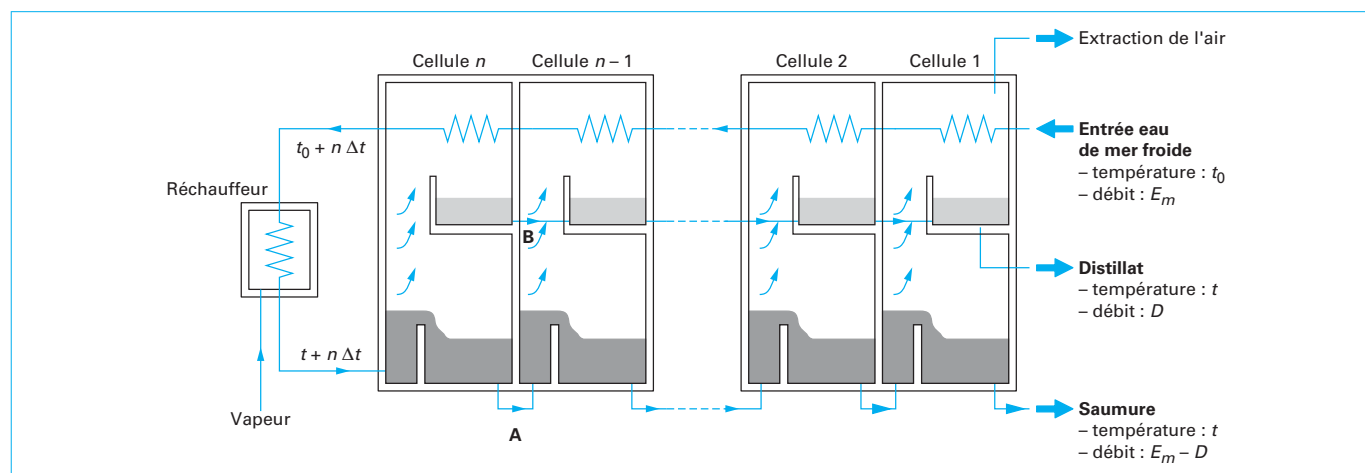
**Figure 7 – Distillation à détentes successives à n cellules** (source : Sidem)



Figure 8 – Dessalement par détentes successives, usine d'Umm Al Nar East, Abu Dhabi (capacité : 3 unités, total : 82 500 m³/j)
(source : Sidem)

2.4.2 Consommation thermique

Une première approche consiste à écrire que la quantité de chaleur élevant la température de l'eau de mer de t_0 à $(t_0 + n\Delta t)$ est égale à la quantité de chaleur cédée par condensation de la vapeur et par le refroidissement du distillat depuis la température moyenne jusqu'à t :

$$E_m n c_p \Delta t = D r_m + D n c_p \Delta t / 2$$

avec E_m débit d'eau de mer à l'entrée,
 n nombre d'étages,
 c_p capacité thermique massique supposée égale à 4,18 kJ/(kg · K),
 Δt variation de température entre chaque étage,
 D débit du distillat,
 r_m valeur moyenne de l'enthalpie (ou la chaleur latente) de vaporisation.

Par ailleurs, l'énergie thermique Q élevant la température de l'eau de mer de $(t_0 + n\Delta t)$ à $(t + n\Delta t)$ est égale à :

$$Q = E_m c_p (t - t_0)$$

On en déduit la consommation thermique spécifique Y (exprimée en kJ/kg de distillat) :

$$Y = \frac{Q}{D} = (t - t_0) \left(\frac{r_m}{n\Delta t} + \frac{c_p}{2} \right)$$

Cette équation peut aussi s'écrire :

$$Y = \frac{Q}{D} = [(t - \Delta t) - t_0] + \Delta t + \left(\frac{r_m}{n\Delta t} + \frac{c_p}{2} \right) \quad (5)$$

2.4.3 Paramètres de la consommation thermique spécifique

La forme de l'équation (5) explicite les paramètres influençant la consommation thermique spécifique Y .

■ $(t - \Delta t) - t_0$ ou $t - (t_0 + \Delta t)$ représente la différence entre la température de la saumure quittant un étage et celle de l'eau de mer à la sortie du condenseur du même étage. Mais la diminution de ce facteur implique l'augmentation de la surface des condenseurs si on souhaite conserver le même transfert de chaleur. On retrouve ici l'alternative entre coût d'investissement et coût de fonctionnement.

■ Le facteur $n\Delta t$ représente l'élévation de température de l'eau de mer à travers l'ensemble des condenseurs. La limite basse est donnée par la température de l'eau de mer disponible ; la limite haute est fixée par la température admissible en sortie du réchauffeur. Elle est limitée par le seuil de solubilité des sels dissous dans l'eau de mer. En pratique, les constructeurs ne dépassent pas 120 °C (cf. § 2.6.3.3). On notera qu'il a été proposé de pousser cette température vers 135 °C à condition de prétraiter l'eau d'alimentation sur une nanofiltration (osmose inverse très « lâche » qui élimine préférentiellement les ions bivalents Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-})... aucune réalisation à ce jour.

■ Δt est la chute de température de la saumure à chaque étage. L'écart des températures étant fixé, Δt diminue lorsque n augmente.

2.4.4 Choix de la surface d'échange des condenseurs

L'étude théorique de ce procédé montre, par ailleurs, que la consommation thermique spécifique Y dépend de deux paramètres à partir du moment où la température haute est fixée. Il s'agit du nombre d'étages et de la surface des échangeurs. Ces deux paramètres sont liés. Le choix du nombre d'étages fixe la surface des condenseurs et *vice versa*. Pour une même consommation Y , on peut déterminer plusieurs installations, chacune étant définie par un couple de valeurs nombre d'étages/surface des condenseurs.

2.4.5 Recyclage de la saumure

Supposons que l'eau de mer réchauffée soit admise dans la cellule la plus chaude à 100 °C et que la saumure issue de la dernière cellule soit à 30 °C. Cela implique que 1 kg de saumure libère 293 kJ, soit le 1/8^e de l'énergie requise pour la vaporisation de 1 kg d'eau.

Le débit d'eau douce produit est donc égal au 1/8^e du débit d'eau de mer en circulation.

Or, l'eau de mer est prétraitée avant distillation (filtrée, chlorée, dégazée, acidifiée). Pour réduire le débit de ce prétraitement, et par conséquent son coût, on recycle partiellement la saumure de telle sorte que ce débit ne représente plus que 3 à 4 fois le débit d'eau produite.

2.5 Avantages de la distillation

2.5.1 Qualité de la production

La production est en théorie de l'eau pure (eau distillée). En fait, il y a toujours des entraînements des gouttelettes dans la vapeur, si bien que l'eau condensée présente une salinité comprise normalement entre 20 et 80 mg/L. Ces valeurs sont très inférieures aux recommandations de l'OMS. Le distributeur d'eau a donc toute latitude pour reminéraliser l'eau en fonction des conditions locales : ajout de réactifs et/ou dilution avec de l'eau saumâtre.

En prévoyant des aménagements spéciaux (séparateurs de gouttelettes) dans les cellules de distillation, on obtient une eau dont la salinité est inférieure à 10 mg/L, qui peut servir d'appoint à une chaudière basse pression sans déminéralisation complémentaire.

2.5.2 Type d'énergie consommée

On note tout d'abord que la consommation d'énergie est, en première approximation, indépendante des variations de salinité de l'eau de mer.

Hormis le cas de la compression mécanique de vapeur, la distillation utilise de l'énergie thermique sans spécification très stricte. On peut donc récupérer de la chaleur souvent considérée comme « perdue ».

Les montages les plus répandus sont décrits ci-après.

2.5.2.1 Couplage avec un moteur Diesel

La récupération de chaleur se fait aux niveaux des gaz d'échappement et du circuit de refroidissement du moteur. La température normale de ce circuit est un facteur important pour l'unité de distillation, car elle fixe la limite haute de son échelle des températures.

On considère qu'il est possible de récupérer sur un moteur Diesel en fonctionnement :

- grâce aux gaz d'échappement : 1 840 kJ/kWh ;
- sur le circuit de refroidissement : 1 380 kJ/kWh.

Un poste de distillation associé dans les meilleures conditions à un moteur de 1 000 kW pourra fournir 230 m³/j d'eau douce.

Ce type d'unité équipe les navires et les communautés isolées (îles).

2.5.2.2 Couplage avec une turbine à gaz

Dans ce cas, une chaudière récupère la chaleur des gaz de combustion de la turbine et produit la vapeur nécessaire au fonctionnement de l'unité de distillation. La production prévisible est de 500 à 1 000 m³/j d'eau douce pour 1 000 kW produits.

L'installation et le fonctionnement de ce montage sont simples ; leur coût est comparativement peu élevé. L'inconvénient est de lier la production d'électricité à celle de l'eau douce ; une chaudière auxiliaire sera donc le plus souvent nécessaire pour assurer une certaine indépendance des deux productions.

2.5.2.3 Couplage avec une centrale thermique

Pratiquement toutes les grandes unités de distillation (> 5 000 m³/j) sont couplées à des centrales thermiques. On sait que les organes de base d'une centrale thermique sont la chaudière, la turbine à vapeur et son condenseur et l'alternateur. Dans cette ligne de production d'électricité, la vapeur qui s'échappe de la turbine est la fuite d'énergie la plus importante. L'idée est d'utiliser cette vapeur « basse pression » pour distiller l'eau de mer. On remplace alors le couple turbine + condenseur (système 1) par l'association d'une turbine à contre-pression avec une unité de distillation (système 2).

À quantité et qualité de vapeur égales, le système 2 produira moins d'énergie électrique que le système 1, mais il compensera cela par la production d'eau douce. En d'autres termes, la consommation d'énergie nécessaire à la production d'eau douce est égale à la perte d'énergie électrique, qui est la somme de deux termes :

- la réduction de la production électrique du fait de la contre-pression à la turbine ;
- la consommation des équipements électromécaniques de la distillation (2,5 à 3 kWh/m³ pour une distillation par détentes successives, 1 à 1,5 kWh/m³ pour une distillation multi-effet).

En fonction de la valeur retenue pour la contre-pression, des conditions locales et, bien sûr, de l'objectif financier, les cas de figure sont nombreux. Pour fixer les idées, on notera que la production d'eau douce est de l'ordre de 1 000 m³/j pour 1 000 kW distribués et que la diminution de la production électrique correspondante est d'environ de 5 kWh/m³, soit environ 20 % de la production potentielle.

Pour assurer la flexibilité du système (indépendance entre production d'eau et production d'électricité), on installe un réducteur de pression en parallèle de la turbine utilisé lors des pointes de demande en eau ou en cas de baisse de la demande électrique. Dans ce dernier cas, le débit de la vapeur dans la turbine baissant,

on compense en dérivant une partie de la vapeur haute pression dans le réducteur. Dans les deux cas, le coût énergétique croît très rapidement.

Selon la pression de soutirage de la vapeur, on peut utiliser cette dernière soit directement au réchauffage de l'eau de mer, soit par l'intermédiaire d'un éjecteur. De multiples combinaisons sont donc possibles et le concepteur peut adapter les caractéristiques de l'installation aux critères de l'utilisateur final.

2.6 Contraintes de la distillation

2.6.1 Sélection des matériaux

L'eau de mer est un milieu naturellement très corrosif. L'élévation de sa température augmente encore la vitesse de corrosion. Le choix des matériaux doit donc être fait avec soins : durée de vie de l'installation, frais de maintenance et même qualité de l'eau en dépendent. Pour les parties en contact avec l'eau de mer, il faut envisager au minimum des aciers inoxydables bas carbone voire pour les zones en contact avec de l'eau de mer chaude, ou les incondensables des alliages plus nobles tels que les aciers duplex, les cupronickels, le titane...

2.6.2 Gaz incondensables

Ces gaz (air, CO₂...) sont normalement dissous dans l'eau de mer. Ils sont libérés grâce au vide partiel maintenu dans chaque cellule. Comme ils interfèrent avec les transferts de chaleur, le constructeur prévoit leur évacuation par pompe ou par éjecteur. Dans le cas du traitement antitartre par injection d'acide, le volume de dioxyde de carbone libéré est assez important pour qu'une étape de dégazage soit prévue en amont de la distillation.

Nota : ce dioxyde peut être récupéré et utilisé dans l'étape de reminéralisation de l'eau, cf. § 1.2.2.

2.6.3 Prétraitement

Le traitement en amont de la distillation comprend trois étapes.

2.6.3.1 Chloration

Dès la prise d'eau en mer, il faut bloquer la tendance à la prolifération des organismes vivants dans l'eau de mer. Sinon, on devra faire face à toute une série d'incidents tels que la réduction des performances des échanges thermiques, l'obstruction partielle ou même totale de conduites...

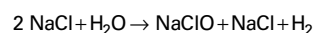
Le procédé le plus répandu consiste à injecter du chlore, réactif dont le stockage et la manipulation exigent des précautions strictes.

Le chlore dissous dans l'eau libère l'ion hypochloreux (HClO⁻), qui est l'agent actif de la désinfection. Pour éliminer le danger lié à la manipulation du chlore, on peut lui substituer l'hypochlorite de sodium (eau de Javel).

Si l'approvisionnement d'un de ces réactifs est trop coûteux, la production sur place d'hypochlorite de sodium est possible par **électrolyse de l'eau de mer**.

Ce procédé libère :

- à la cathode, de la soude et de l'hydrogène ;
- à l'anode, du chlore qui, réagissant immédiatement avec l'eau, produit acides chlorhydrique et hypochloreux. La réaction globale s'écrit :



La réaction consomme 4 à 5 kWh par kg d'équivalent chlore. Pour produire l'équivalent de 1 kg de chlore, il faut 3,3 kg de chlorure de sodium, soit 0,1 m³ d'eau de mer à 33 g/L de NaCl.

Quel que soit le réactif retenu, le poste de dosage sera dimensionné pour une injection continue et une injection « choc ». La dose de chlore varie en fonction de la qualité de l'eau de mer entre 1 et 2,5 mg/L en contenu, la chloration « choc » pouvant, elle, en nécessiter jusqu'à 10-20 mg/L. Par ailleurs, on recommande de ne pas dépasser 0,1 mg/L à l'entrée de la distillation pour ne pas ajouter un facteur de corrosion supplémentaire.

2.6.3.2 Filtration (tamisage)

La filtration de l'eau de mer est prévue pour protéger les pompes et assurer le bon fonctionnement des pulvérisateurs. Son objectif est donc de retenir toutes les matières de dimension supérieure à 0,5 mm ou 1 mm. On utilise le plus souvent des filtres rotatifs à toile métallique et à lavage automatique.

2.6.3.3 Antitartre

L'eau de mer contient des ions calcium et des ions bicarbonates (cf. tableau 1) ; la concentration de ces ions à l'état dissous est régie par des réactions d'équilibre chimique (cf. [W 110]). Globalement, la réaction est :



Par le jeu combiné de l'augmentation de température et de l'élimination du dioxyde de carbone dissous, la distillation favorise la précipitation du carbonate de calcium. Ce sel se dépose de préférence sur la paroi des échangeurs et réduit, de ce fait, la vitesse de transfert de chaleur. En l'absence de mesures correctives, l'échangeur devient vite inutilisable.

Si l'on chauffe au-dessus de 80 °C, en même temps que la précipitation de CaCO_3 , on précipite partiellement le $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Pour éviter cet entartrage, les méthodes relèvent de la prévention et de l'entretien.

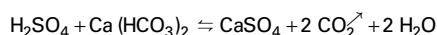
■ Prévention par addition d'un inhibiteur d'entartrage

Ce sont des molécules qui ont la propriété de s'adsorber sur le cristal de CaCO_3 , voire de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ en formation, et d'entraver son grossissement. À sa place, il se forme une espèce de boue non adhérente qui s'élimine avec la saumure. Les produits disponibles sont les polyphosphates, les phosphonates ou certains polymères organiques. Ces deux derniers types ont l'avantage d'être efficaces sur une plage de température plus élevée (jusqu'à 110 °C contre 60 °C pour les polyphosphates) et ont un pouvoir dispersant supérieur.

Le dosage du polymère dépend de la température maximale atteinte, des produits choisis et de leur dilution commerciale.

■ Prévention par décomposition des bicarbonates (dit « traitement acide »)

En général, on utilise de l'acide sulfurique car il est le moins coûteux. La réaction de neutralisation est :



Il faut 120 mg/L d'acide sulfurique pour neutraliser 150 mg/L de bicarbonates dissous dans l'eau de mer. Cette réaction produira 108 mg/L de dioxyde de carbone qu'il faudra éliminer par dégazage avant distillation.

Grâce à l'acidification, on peut monter la température de la distillation jusqu'à 120 °C. Au-delà, la précipitation de sulfate de calcium est inéluctable et, vu la difficulté d'éliminer le tartre qu'il engendre, les constructeurs ne recommandent pas une élévation supplémentaire de la température.

■ Entretien par lavage acide périodique

Les méthodes de prévention n'empêchent pas totalement l'entartrage, il faut donc prévoir un lavage des surfaces de transfert par une solution d'acide faible. Sa périodicité dépend du type

de procédé de distillation et des conditions opératoires. S'il s'agit d'une distillation à détente successive, on admet un lavage par trimestre. Dans le cas d'une unité à multiple effet, le lavage aura lieu une ou deux fois par an.

■ Détartrage physique

Ce procédé utilise des billes malléables de diamètre un peu supérieur à celui des tubes des échangeurs. Leur passage forcé dans les tubes décroche le tartre en formation sur les parois. Cela se fait sans arrêt de la production en les incorporant les billes dans la saumure avant son recyclage et en les récupérant avant son rejet.

La plupart des unités de distillation à détente successive sont maintenant équipées de ce procédé qui permet de réduire la fréquence des lavages à l'acide.

3. Osmose inverse

L'osmose inverse (OI) est l'un des procédés membranaires décrits dans les articles [J 2 789] et [J 2 790v2] et [W 4 090] à [W 4 120] des Techniques de l'Ingénieur.

Les systèmes d'osmose en dessalement d'eau de mer sont basés sur des membranes semi-perméables planes en général de structure TFC (membranes composites dont la couche à propriété osmotique est hyper fine ($< 1 \mu\text{m}$) déposée sur une membrane « porteuse » de type ultrafiltration), cela à l'exception notable des membranes Toyobo (membrane asymétrique en tri-acétate de cellulose sous forme de fibres creuses). Pour permettre un dessalement poussé (typiquement de 35 à 42 g/L à une eau potable à moins de 350 mg/L), ces systèmes utilisent les membranes ayant les meilleurs rejets de sel sur le marché : $\geq 99,7\%$ (passage $\leq 3\%$) et pouvant supporter des pressions allant de 60 à 80 bar (typiquement 65 à 72 bar). Ces membranes et les modules les mettant en œuvre (modules spiraux) ayant comme contrepartie un prix élevé pour un débit spécifique ($\text{L/h/m}^2/\text{bar}$) faible.

Les lecteurs intéressés se reporteront aux articles ci-dessus mentionnés décrivant les différentes membranes et modules disponibles ainsi que les lois régissant les transferts à travers ces membranes, voir en particulier les articles [J 2 789] et [J 2 790v2].

Nous ne reprendrons dans cet article que quelques rappels et des formules approchées desdites lois permettant de comprendre l'influence des divers paramètres de fonctionnement de l'osmose (pression efficace, température, salinité...) sur ses performances : soit principalement le débit et la qualité de l'eau produite.

3.1 Pression osmotique et pression de fonctionnement (rappel)

Le procédé de l'osmose inverse est basé sur la propriété des **membranes semi-perméables** de laisser passer l'eau tout en arrêtant les sels dissous. La figure 9 met en évidence ce phénomène : une membrane semi-perméable divise un récipient en deux compartiments. Dans le premier compartiment (1), on verse de l'eau pure, dans le deuxième (2) une solution de chlorure de sodium. Les niveaux sont identiques dans les deux compartiments au début de l'expérience. On observera alors que l'eau circule de 1 vers 2. À l'équilibre, il en résulte une différence de niveau entre 1 et 2, qui met en évidence la pression osmotique de la solution de NaCl du compartiment 2.

S'il est possible d'appliquer une pression sur le compartiment 2 supérieure à la pression osmotique, on observe la circulation de l'eau en sens inverse, les sels restent bloqués dans le compartiment 2. On peut même concentrer la solution 2 au-delà de sa concentration initiale et obtenir une quantité d'eau douce dans

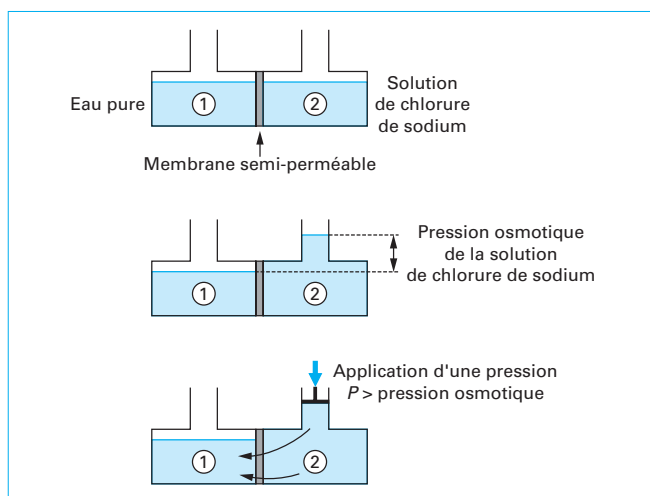


Figure 9 – Mise en évidence de l'osmose inverse

le compartiment 1 supérieure à celle versée au début de l'expérience. C'est l'**osmose inverse**.

La pression osmotique π est fonction de la concentration en solutés et donnée par la relation :

$$\pi = 10^3 \sum m_i RT$$

avec π (Pa) pression osmotique,
 $\sum m_i$ (mol/kg) somme des molalités de chaque ion ou molécule non ionisée,
 R (8,314 J/mol) constante molaire des gaz,
 T (K) température.

Exemple

Cas d'une solution de NaCl à 27 °C titrée à 10 g/kg :

$$\begin{aligned} m_{\text{NaCl}} &= m_{\text{Cl}} = m_{\text{Na}} = 0,171 \text{ mol/kg} \\ \pi &= 10^3 (m_{\text{Na}} + m_{\text{Cl}}) RT = 2 \times 171 \times 8,314 \times 300 \\ &= 853\,020 \text{ Pa soit } \approx 8,5 \text{ bar} \end{aligned}$$

Le même calcul conduit à une pression osmotique de 34 bar pour une eau de mer supposée contenir uniquement 40 g/kg de NaCl et environ 29 bar pour l'eau de mer standard du § 1.1.1.

En fait, pour que le phénomène d'osmose inverse se produise dans de bonnes conditions économiques (optimum débit spécifique/énergie consommée), il faut que la pression appliquée soit d'environ deux fois celle de la pression osmotique. On en déduit que la pression de fonctionnement d'une osmose d'eau de mer sera de l'ordre de 60 à 70 bar.

3.2 Paramètres de fonctionnement d'une osmose inverse

3.2.1 Définitions

■ La figure 10 décrit les éléments de base d'une unité d'osmose inverse. On caractérise son fonctionnement par les paramètres suivants :

– la **pression motrice** ΔP est égale à la pression de refoulement de la pompe diminuée de la pression statique à la sortie du

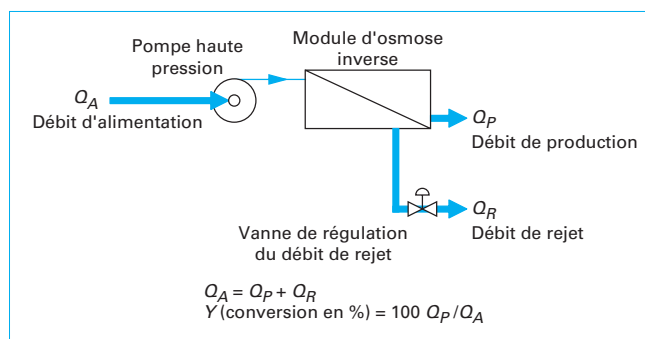


Figure 10 – Unité élémentaire d'osmose inverse

module d'osmose (côté production) et de la perte de charge due à l'écoulement de l'eau dans les tuyauteries amont des modules et le long de la membrane.

– la **conversion** Y , rapport entre le débit produit et le débit d'alimentation se définit par :

$$Y = 100 \times Q_P / Q_A$$

Ce paramètre s'exprime aussi sous la forme du **facteur de conversion** FC :

$$FC = 100 / (100 - Y)$$

Si $Y = 66\%$, $FC = 3$, les sels seront donc concentrés 3 fois en admettant qu'ils sont entièrement retenus par la membrane.

– Le **passage de sels** PS se caractérise par le rapport entre leur concentration côté production et leur concentration côté alimentation :

$$PS = 100 \times C_P / C_A$$

On le note aussi par son complément : le **rejet de sels**, qui est le rapport entre la concentration côté rejet et la concentration côté alimentation :

$$RS = 100 \times C_R / C_A = 100 - PS$$

■ L'intérêt de l'utilisateur est de produire le maximum d'eau en consommant le moins possible d'énergie et donc de fixer la conversion la plus haute possible. Mais l'examen des définitions précédentes montre que l'augmentation de la conversion implique celle du facteur de concentration et, donc, celle de la salinité de la saumure, celle de la concentration moyenne le long de la membrane, donc celle de la pression osmotique et, par suite, celle de la pression d'alimentation. En outre, plus la saumure est concentrée, plus on risque d'entartrer la membrane. Il y a donc un optimum à trouver.

■ Les lois gouvernant :

– le **transfert d'eau** : diffusion moléculaire de l'eau dans la membrane ;
 – le **transfert des sels** : diffusion des ions des sels au travers la membrane permettant de mettre en évidence les principaux paramètres influant sur les performances d'une installation.

3.2.2 Transfert de l'eau

En première approximation cette équation précise les paramètres influençant la production d'une membrane d'osmose :

$$Q_P = K_p \frac{S}{e} (\Delta P - \Delta \pi) K_t / K_c \quad (6)$$

avec Q_P débit d'eau traversant la membrane,

K_p coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane,

- S surface de la membrane,
 e épaisseur de la membrane,
 ΔP pression motrice,
 $\Delta \pi$ différence de pression osmotique,
 K_t coefficient lié à la viscosité de l'eau, donc à sa température,
 K_c coefficient de compaction (= vieillissement de la membrane avec le temps de fonctionnement).

$\Delta P - \Delta \pi$ est souvent appelée la « **pression efficace** » d'un système d'osmose inverse puisque c'est le « moteur » du procédé.

3.2.3 Transfert des sels

En première approximation, cette loi précise les paramètres influençant la rétention des sels par une membrane d'osmose :

$$Q_s = K_s \frac{S}{e} \Delta C K_t K_c \quad (7)$$

avec Q_s flux de sels à travers la membrane,

K_s coefficient de passage de sels,

ΔC différence de concentration des sels entre les 2 faces de la membrane.

Il faut de suite noter que les équations (6) et (7) ne tiennent pas compte des rares petits défauts existant dans les membranes ni des éventuelles fuites pouvant exister dans les modules (lignes de colles non intègres, fuite aux joints...) qui peuvent augmenter un peu le débit mais très vite (cf. pression élevée) la salinité.

À l'aide des équations (6) et (7), on déduit que la concentration en sels dans l'eau produite est :

$$C_p = Q_s / Q_p = \frac{K_s}{K_p} \frac{\Delta C}{(\Delta P - \Delta \pi)} K_c^2$$

On notera que, le coefficient K_t s'éliminant, la concentration en sels C_p est en théorie, indépendante de la température de l'eau.

3.2.4 Synthèse

Le tableau 2 donne, selon les équations (6) et (7), le sens de variation des quantités d'eau produite et de la salinité de celle-ci en fonction des principaux paramètres de fonctionnement.

• La température est un facteur important puisque jouant sur la viscosité de l'eau : une élévation de 1 °C entraîne une augmentation de 2,5 à 3 % de la production. Par contre, comme déjà soulignée, elle ne devrait pas influencer la qualité de l'eau produite. Cependant, on notera qu'une unité d'osmose inverse est, en général, réglée pour produire un débit Q_p constant, dans ce cas, si la température augmente, la salinité C_p augmente car la pression doit être diminuée.

Tableau 2 – Variation des quantités d'eau produite et de la salinité en fonction des paramètres de fonctionnement

Caractéristiques	Débit produit (Q_p)	Salinité produite (C_p)
Pression efficace $\Delta P \nearrow$	\nearrow	\searrow
Température $t \nearrow$	\nearrow	=
Salinité $C_A \nearrow$	\searrow	\nearrow
Conversion $Y \nearrow$	\searrow	\nearrow

• Le facteur K_c traduit le phénomène de vieillissement de la membrane, dont les performances diminuent avec le temps. Ce vieillissement dépend de la nature de la membrane et de ses conditions d'utilisation. Les valeurs de K_c sont données par les fabricants de la membrane sachant qu'il est toujours une fonction croissante du temps d'utilisation, de la température et de la pression d'utilisation. Il faudra donc, dans le projet, prévoir une marge (modules supplémentaires) pour tenir compte de l'évolution normale de K_c au cours du temps.

3.3 Prétraitement de l'eau d'alimentation

L'**encrassement** (dépôt sur la membrane d'un « gâteau » formé à partir de l'accumulation sur celle-ci des MeS de l'eau à dessaler) et l'**entartrage** (dépôt de sel(s) insolubilisé(s) suite à la concentration à la surface membranaire de tous les sels rejetés) sont les deux problèmes majeurs à résoudre.

Deux moyens sont en général à conjuguer :

1. **éviter, par un prétraitement adapté**, la présence des MeS et colloïdes ou des sels pouvant s'insolubiliser lors du processus de concentration (cf. importance de la conversion) ;

2. **nettoyer de temps à autre** les membranes en les balayant par des solutions appropriées (détergentes, peptisantes, solubilisantes...), pour remettre en suspension ou dissoudre les dépôts accumulés malgré tout (cf. § 3.3.5).

Chaque fournisseur de membrane définit une durée de vie de ses produits sous réserve que l'eau d'alimentation reste conforme à ses préconisations. Celles-ci concernent principalement la teneur en chlore, le pouvoir encrassant et les risques de précipitations de sels en sursaturation.

3.3.1 Chloration

Les remarques formulées au paragraphe 2.6.3.1 sont valables quel que soit le procédé de dessalement retenu : il faut **éviter tout développement biologique** dans l'eau d'alimentation. L'injection de chlore ou de son équivalent, l'eau de Javel, en continu ou plutôt en injection choc (cf. § 3.3.2) sera donc faite dès la prise d'eau.

Cependant, les membranes (à l'exception de celles en triacétate de cellulose) ne supportent pas la mise en contact avec le chlore, son élimination (réduction par la bisulfite de sodium) sera donc réalisée immédiatement en amont de l'osmose proprement dite.

Il faut noter que l'on doit éliminer tout le chlore libre ($< 0,1 \text{ mg/L}$) et même pour certaines membranes, le chlore combiné (chloramine, chlore organique...).

3.3.2 Contrôle du pouvoir encrassant de l'eau (SDI)

On peut considérer l'osmose inverse comme un procédé de filtration à l'échelle moléculaire. Toute particule, quelle que soit sa dimension, sera retenue. Leur accumulation à la surface de la membrane provoque une baisse continue des performances (débit et/ou salinité). Si ce phénomène est mésestimé, il aboutit rapidement à la nécessité de lavage fréquent (c'est-à-dire arrêt de production, perte d'eau, coût de réactifs...) et, dans le pire des cas, à un colmatage irréversible des membranes. Le deuxième objectif du prétraitement est donc de **réduire autant que possible le pouvoir encrassant de l'eau**.

Pour l'évaluer, la mesure de la masse des matières en suspension n'est pas un indicateur suffisant. Une méthode empirique a donc été mise au point : la mesure de l'**indice de colmatage**. Son mode opératoire est simple, l'appareillage léger et adapté à des mesures sur site. Le principe consiste à mesurer le temps de pas-

sage d'un volume d'eau connu à travers une membrane filtrante de porosité calibrée à 0,45 µm et cela, en début (soit t_0) et en fin d'essai (soit t_1), le SDC est donné par la formule :

$$SDI = 100/T (1 - t_0/t_1)$$

où T est la durée de l'essai normalisée par les ASTM à 15 min. On parle alors du SDI (*Silt density index*). Plus le SDI est élevé, plus le colmatage est rapide et les fournisseurs de membrane lient la garantie de bon fonctionnement de leur produit à la valeur de cet indice.

La valeur requise pour l'osmose d'eau de mer est généralement : SDI ≤ 5 en pointe et ≤ 3 en moyenne.

En pratique, cette valeur correspond à une eau parfaitement limpide (turbidité ≈ 0,2 NTU) résultat d'une filtration très fine. Les **systèmes de filtration** à mettre en œuvre dépendent évidemment de la concentration mais surtout de la nature des MES et colloïdes présents (cf. § 1.1.3). Les solutions peuvent comporter :

- un seul étage de filtration granulaire mono (sable, grenat fin) ou plus souvent bicouche (sable-grenat, grenat-anthracite, ponce-sable...) en général précédé d'une coagulation si la teneur en colloïdes est significative ;
- deux étages de filtration des types précédents, précédés d'une ou deux coagulations.

Voire, afin de protéger les filtrations ci-avant, une **décantation** ou mieux une **flottation**, en particulier lorsque l'on peut craindre des épisodes difficiles (tempêtes avec remise en suspension des dépôts marins ; blooms alguaux, pollution par des « gouttelettes » d'hydrocarbures...). Un système pouvant apparaître comme idéal serait d'utiliser un étage de **filtration membranaire** (micro ou ultrafiltration...) ; néanmoins, de nombreuses études pilotes ont jusqu'ici montré que cette combinaison est certes plus fiable mais nettement plus chère (investissement et fonctionnement) que les filtrations granulaires et qu'elle ne permet pas toujours d'éviter une coagulation préalable compliquant le système.

Il est possible, pour les petites installations, d'éviter les contraintes de ce prétraitement en remplaçant la prise d'eau en mer par des puits côtiers qui produiront de l'eau naturellement filtrée. Cependant, pour se préserver de toute mauvaise surprise telle que l'infiltration d'eau superficielle..., une étude du terrain et une campagne de mesures sur un puits expérimental devront préciser les caractéristiques de l'eau extraite, la profondeur souhaitable pour les puits...

3.3.3 Contrôle du *biofouling*

En fait, une eau à faible SDI ne garantit pas l'absence de **biofouling**. En effet, cet « encrassement » particulier est dû à la **croissance in situ des bactéries**, en général anaérobies, qui peu à peu colonisent la membrane, obligeant à des lavages détergents et/ou « désinfectants » qui, s'ils ne sont pas assez efficaces, vont devenir de plus en plus rapprochés (les colonies restantes croissent plus vite que les bactéries labiles devant d'abord s'accrocher à la membrane). Sachant qu'il y a toujours de l'ordre de 10^5 à 10^6 bactéries/mL d'eau de mer et que les meilleures filtrations en éliminent au mieux entre 90 et 99 %, il faut donc veiller à leur apporter le minimum de nourriture, c'est-à-dire de produits biodégradables, pour les empêcher de se reproduire rapidement. Par bonheur, l'eau de mer propre ne contient pratiquement pas de matières organiques biodégradables (les bactéries présentes dans l'eau de mer les dégradant au fur et à mesure de leur apparition) encore faut-il :

- éviter toute zone de pollution « fraîche » de l'eau de mer d'où l'importance de la localisation de la prise d'eau ;
- éviter de rendre biodégradable la pollution résiduelle non biodégradable (type acides humiques) présente dans toute eau de mer en voulant la « désinfecter » avec une chloration continue qui

va créer suffisamment de sous-produits biodégradables pour alimenter un *biofouling* très gênant surtout dans les eaux chaudes.

L'emploi d'une chloration choc et parfois d'injections de bactéricide (ainsi qu'un suivi sérieux permettant de déclencher à temps les lavages nécessaires) permettent d'éviter les deux écueils déjà signalés, *biofouling* et/ou développement d'organismes marins (moules, bernacle) dans les tuyauteries d'arrivée et le prétraitement.

On notera qu'il faut terminer toute chaîne de prétraitement par un **filtre de sécurité** en général à cartouches jetables (de 3 à 5 µm). Cette filtration finale est destinée à :

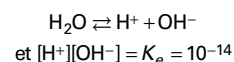
- protéger mécaniquement les pompes haute pression et membranes contre toute particule pouvant être introduite accidentellement dans le système (par exemple, lors des maintenances du prétraitement) ;
- éventuellement écrêter des pointes de SDI également accidentelles ; en effet, si de tels filtres se substituent en permanence à la filtration amont, ils se colmatent rapidement (tous les 15 j environ s'ils écrètent en permanence 0,5 à 1 unité de SDI) et induisent alors des coûts de remplacement des cartouches très élevés.

3.3.4 Contrôle de l'entartrage

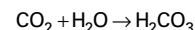
Dans les conditions normales d'un dessalement d'eau de mer non polluée par des rejets industriels, sachant que les conversions optimales vont de 40 à 55 %, le seul sel susceptible de se déposer sur les membranes est le carbonate de calcium. Or, comme dans les eaux douces, sa précipitation est régie par l'**équilibre calcocarbonique** dans le rejet (cf. [W 110]).

Cet équilibre pour une température et une forme ionique donnée peut être déterminé à partir des équations régissant :

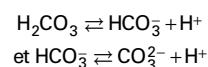
- l'équilibre ionique de l'eau :



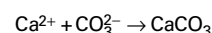
- l'équilibre de la dissolution du CO_2 :



avec



- l'équilibre de dissolution/précipitation du carbonate de calcium :



avec

$$[H^+][HCO_3^-] = K_1 [H_2CO_3] \quad (8)$$

$$[H^+][CO_3^{2-}] = K_2 [HCO_3^-] \quad (9)$$

$$[Ca^{2+}][CO_3^{2-}] = K_s \quad (10)$$

Si l'on exprime ces équilibres en passant par les pK ($pK_n = -\ln K_n$), le pH_s (pH à l'équilibre calco-carbonique) est donné par :

$$pH_s = \frac{pK_2 - pK_s}{\text{constante } K} + p[Ca^{2+}] + p[HCO_3^-] \quad (11)$$

Le pH_s décroît donc si $[Ca^{2+}]$ et/ou $[HCO_3^-]$ croissent.

En fait, la constante K dépend de la température et de la salinité mais les valeurs données dans l'article [W 110] ne sont valables que pour une salinité < 5 g/L. Aussi, pour les eaux plus salines, Stiff et Davis ont proposé de lui substituer une valeur C fonction de la force ionique de l'eau.

Nota : l'eau standard a une force ionique de 0,7 et pour une conversion de 50 %, la saumure rejetée aura une force ionique de 1,4.

Dans ce cas, à 25 °C C vaudra 3,45, ce qui, grâce à la formule (11), permet de calculer le pH_s (pour des eaux de compositions différentes, on pourra se reporter à la norme ASTM D 4582-91).

Si le pH réel est supérieur au pH_s , le système s'entartre mais :
 – si l'écart $pH - pH_s$ est inférieur à 1, on pourra ne préconiser qu'un inhibiteur d'entartrage (en général un polysulfonate) ;
 – si l'écart est plus important, il faudra prévoir une injection d'acide qui fera repousser le pH sous le pH_s .

On notera que les coagulations, souvent nécessaires devant les filtrations (cf. § 3.3.2) sont, elles aussi, dépendantes du pH (souvent plus efficaces lorsque le pH d'alimentation est réduit vers 7,2 voire 6,5 et dans ce cas, l'entartrage n'est plus un souci).

3.3.5 Lavage des membranes

Quel que soit le soin apporté au prétraitement, le lavage périodique des membranes est indispensable. La détermination du moment optimal de celui-ci nécessite l'**enregistrement quotidien des paramètres de fonctionnement** de l'unité d'osmose. À partir de ces données, on trace les courbes montrant comment évoluent la production, la qualité de l'eau produite et la perte de charge. En fait, l'évolution de ces courbes ne permet pas de conclure car, si, par exemple, la température a baissé et que le débit produit reste constant car la pression a été augmentée, la lecture des courbes de débit $= f(\text{temps})$ est plate mais apprend surtout que les automatismes fonctionnent bien. Celle de la perte de charge est fortement influencée par la viscosité de l'eau donc a dû croître...

Aussi, pour juger si un encrassement ou un entartrage sont en cause, il faut d'abord **standardiser** les valeurs constatées, c'est-à-dire recalculer ce que ces valeurs seraient si ni la température, ni la pression n'avait varié. En fait, on les ramène systématiquement à une température et une pression de référence souvent $T_{\text{réf}} = 20$ °C et $P_{\text{réf}} = 62$ bar à l'aide des équations (6) et (7) (en fait, il existe des logiciels de standardisation) alors si dans ces conditions de référence, soit le débit, soit la perte de charge interne du module, soit le passage de sels a varié de plus de 10 %, il faut déclencher un lavage.

Parfois, si la cause des variations n'est pas claire, il peut être nécessaire de choisir un module et de procéder à son « autopsie » : ouverture, vérification des joints, des membranes et des zones éventuellement encrassées pour y prélever par raclage les dépôts... dont l'analyse révélera l'origine (colloïdes, MES, cristaux, colonies bactériennes...).

Les modules d'osmose se lavent en place ; grâce à un jeu de vannes d'interconnexion entre blocs de production et circuit de lavage. Pendant le lavage, la production du bloc concerné est évidemment arrêtée, d'où une perte de production.

Les principaux éléments du poste de lavage sont :

- un bac de préparation de la solution de lavage ;
- une pompe de circulation ;
- un filtre à cartouches 5 à 10 μm pour filtrer la solution avant passage dans les modules.

La conception de ce poste respectera les fourchettes de pression et de débit stipulées par le fabricant des membranes ; les matériaux employés seront compatibles avec les solutions de nettoyage préconisées par les fabricants (pH acide ou basique). Le choix de ces solutions dépend évidemment des causes supputées ou constatées (cf. ci-dessus).

Le dimensionnement de ce poste dépend du nombre de modules que l'on souhaite laver simultanément.

Exemple

Pour laver un ensemble de 60 corps de pression contenant chacun 7 modules de diamètre 200 mm, le volume utile du bac sera de 13 m^3 et le débit de la pompe de l'ordre de 60 m^3/h à 6 bar.

3.4 Éléments de dimensionnement d'une unité d'osmose inverse

3.4.1 Choix de la membrane

Peu de fabricants sont sur le marché des membranes « eau de mer » à fort rejet ($> 99,6$ %) et résistantes à la compaction (jusqu'à 75-80 bar). En fait, quatre d'entre eux couvrent plus de 95 % du marché : DOW.Filmtec (USA), Hydranautics (USA) mais filiale de Nitto Denko (Japon), TORAY (Japon) et TOYOBO (Japon).

Il faut noter que les trois premiers d'entre eux produisent des modules spiraux compatibles dans leur géométrie donc interchangeables et ayant des performances voisines ; ainsi, le choix est toujours technico-économique.

Dans tous les cas, il convient de consulter ces fabricants (ou au moins leur site web) pour connaître leurs derniers produits sachant que ces produits évoluent régulièrement (membranes et modules, voir l'introduction récente de module 16" avec une production d'environ quatre fois celle de modules classiques de 8"....).

3.4.2 Agencement des modules

Le nombre total de modules (N) dépend des choix cruciaux faits quant à la conversion et à la pression efficace (comme vu au paragraphe 3.2) qui déterminent le flux d'eau moyen des modules (noté F_m) souvent appelé « débit spécifique » ou encore « LMH moyen » puisqu'il s'exprime en $\text{L}/\text{m}^2/\text{h}$. On a donc $N = Q/F_m$. En fait, on choisit plutôt le F_m d'où en découle la pression efficace nécessaire pour obtenir ce flux.

Pour des raisons économiques (coûts des tubes de pression devant résister à 80 bar), on dispose les modules spiraux en série de 6, 7 ou 8 éléments par tubes de pression, eux-mêmes disposés en parallèle dans des blocs : sous-unités autonomes de l'installation globale comprenant donc une pompe HP, des modules, un système récupérateur d'énergie et les vannes et automatismes nécessaires au bon fonctionnement. Ainsi, sur les grandes unités, un tel bloc peut produire jusqu'à 20 000 m^3/j .

On notera que le débit spécifique F_m n'est que le résultat d'un calcul ; en effet, si l'on considère ce qui se passe dans, par exemple, un corps de pression comportant sept éléments sur une installation avec une conversion de 50 %, on aura pour chacun des sept éléments (voir figure 11) les conditions de production suivantes :

- le premier élément reçoit l'ensemble du débit d'alimentation du tube à la concentration C_A sous la pression maximale P_A et aura donc un débit spécifique élevé ;
- le 7^e élément lui ne reçoit que le débit $Q_A - 6 Q_E$ (avec Q_E débit moyen des six premiers éléments), avec une concentration voisine de celle du rejet donc presque doublée par rapport au premier et cela sous une pression un peu plus faible ($P - 6 \Delta P_i$). Si ΔP_i = perte de charge moyenne des 6 premiers éléments, celui-ci aura donc un débit très limité.

La figure 12 donne l'étagement des flux réels en fonction du LMH moyen, de la conversion Y et de la place de l'élément dans son tube de pression.

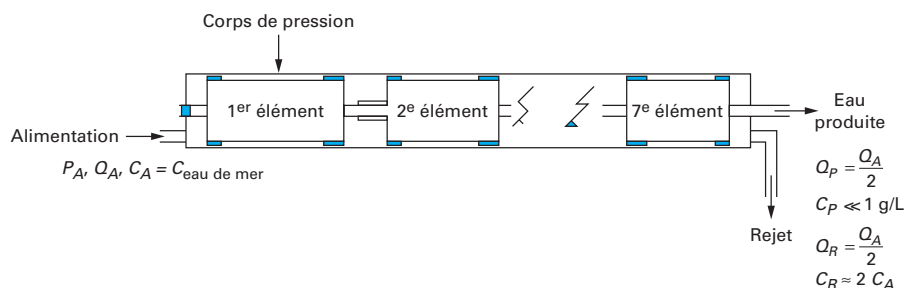


Figure 11 – Corps de pression comportant sept éléments, conversion à 50 %

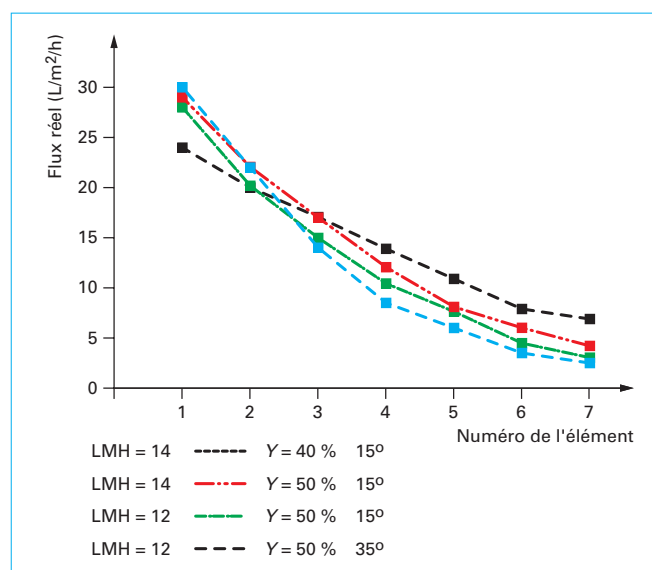


Figure 12 – Étagement des flux réels en fonction du LMH moyen de la conversion et de la place de l'élément

Le choix du flux moyen doit donc tenir compte :

- pour les premiers éléments, du risque d'encrassement qui croît rapidement avec le flux réel (cf. flux de MES plaquées sur la membrane). Aussi, les flux les plus élevés ($\geq 25 \text{ LMH}$), produits par les premiers éléments devront être réservés aux eaux de très bonne qualité physique, voire biologique ;

- pour les derniers éléments, la nécessité de garder un débit de rejets suffisant (voir les recommandations des fabricants).

La figure 12 montre aussi que les températures élevées « exaspèrent » le problème et qu'il peut être intéressant sur les eaux chaudes d'utiliser des membranes différentes dans chaque tube de pression. Par exemple, les deux premières avec une membrane moins perméable, les trois suivantes classiques et les deux dernières à perméabilité maximale.

3.4.3 Conception des blocs d'osmose

Comme dit précédemment, la disposition de base est assez simple, les tubes de pression étant mis en parallèle et rassemblés en blocs alimentés par une pompe haute pression et l'ensemble des capteurs, instruments et automatismes nécessaires pour

maintenir la conversion à la valeur choisie et le débit sensiblement constant.

Pour suivre la demande, même si l'unité compte un grand nombre de blocs, il faut prévoir un minimum de stockage. En effet, on ne peut pas sans cesse arrêter/redémarrer un bloc, la corrosion étant beaucoup plus importante en eau stagnante, il faut prévoir un rinçage systématique des modules et des tuyauteries à chaque arrêt de production (d'où des pertes d'eau). Si l'on doit maintenir à l'arrêt un bloc plus de quelques jours, il convient même de le rincer à fond et de le « conditionner » avec une solution de conservation pour préserver les membranes.

En fait, ce schéma doit être compliqué lorsque l'on cherche un produit de basse salinité ou comme déjà signalé avec des valeurs basses pour certain(s) élément(s) tels que B (si inférieur à 1 ppm), Br^- (inférieur à 1 ppm) ou Cl^- (inférieur à 400 mg/L) et cela, d'autant plus que l'eau de mer est à forte salinité ($\geq 40 \text{ g/L}$) et chaude (température $> 28^\circ\text{C}$)... Dans ces cas, il faut utiliser un système à deux passes (ou deux étages en série – production). La 2^e passe qui assure la qualité peut souvent n'être que partielle comme sur la figure 13.

Le by-pass est ajusté en fonction de la salinité de l'eau de mer, de la température, de la production du 1^{er} étage et, au besoin, cet ajustement peut être automatique.

3.4.4 Pompage haute pression et récupération d'énergie

Sauf sur les très petits systèmes ($< 50 \text{ m}^3/\text{j}$), il est devenu impensable de ne pas récupérer l'énergie de la saumure à la sortie des modules. En effet, dans le cas d'un système à un étage, $Y = 40 \%$ (cf. figure 14), l'énergie contenue dans le rejet à la sortie du bloc d'osmose est supérieure à 50 % de celle de la sortie de la pompe d'eau brute.

Si l'on se contente de détendre ce rejet sans récupération, la consommation d'énergie sera suivant le choix (rendement) de la pompe HP de 6 à 8 kWh/m³. Aussi, l'idée d'utiliser une **turbine de récupération** (typiquement une turbine Pelton) pour détendre le rejet et récupérer 90 à 95 % de l'énergie potentielle afin de la restituer sous forme mécanique directement sur l'axe de la pompe HP s'est vite imposée. Cela permet de ne plus dépenser que 3,5 à 4 kWh/m³ produit.

Au début des années 2000, des systèmes dits « échangeurs d'énergie », rotatif ou linéaire, ont été proposés. Ces derniers détendent la saumure et recompriment, dans le même corps, l'eau de mer prétraitée à une pression inférieure seulement de quelques bars à celle de la pompe d'alimentation, le tout avec une efficacité $> 95 \%$. On aboutit au schéma de la figure 15.

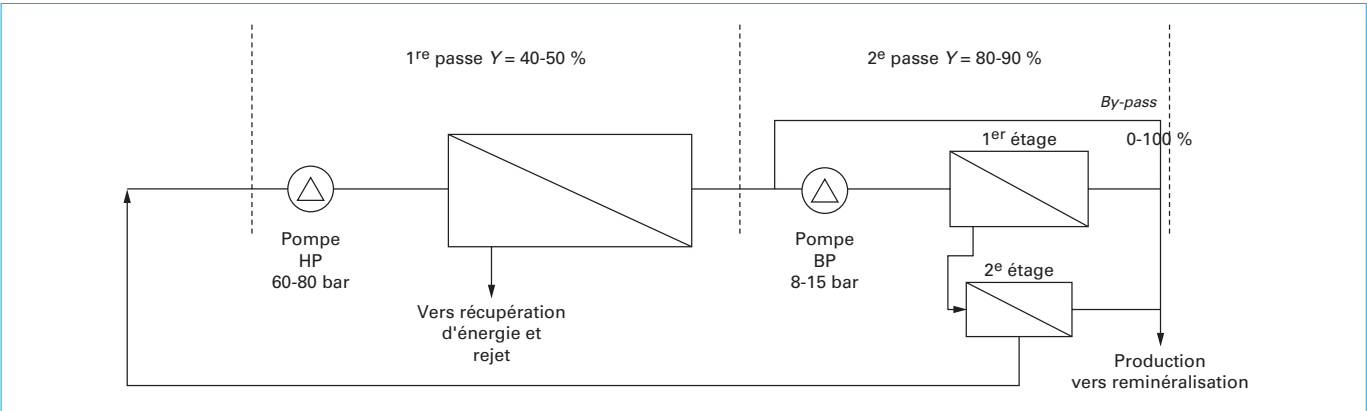


Figure 13 – Système à deux passes

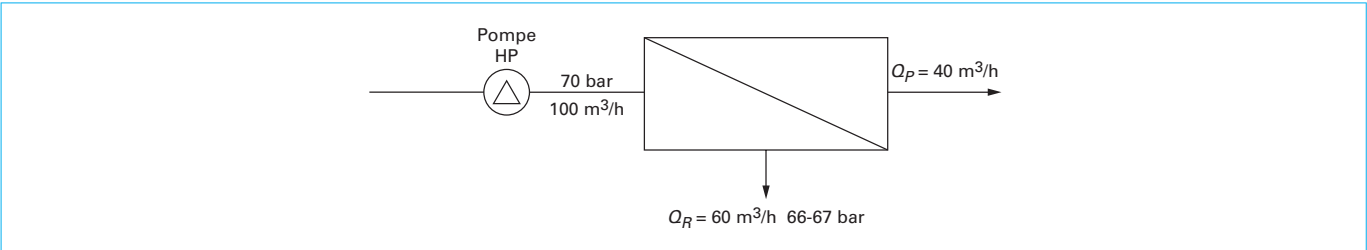


Figure 14 – Système à une passe

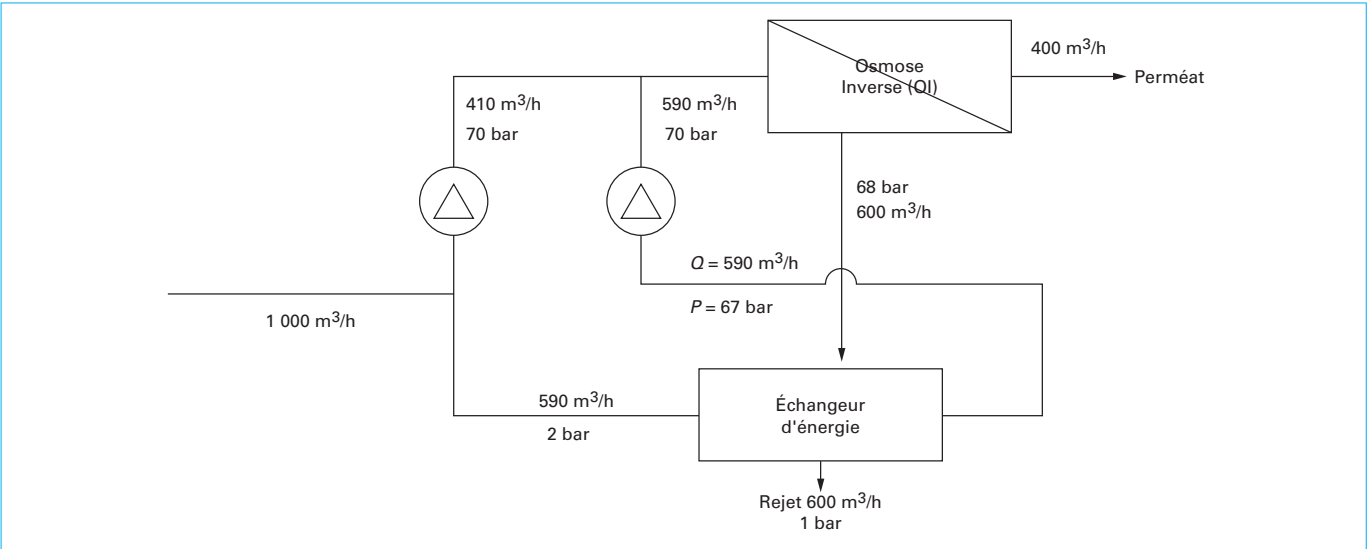


Figure 15 – Système à une passe avec échangeur d'énergie

On arrive ainsi à économiser environ 0,3 à 0,5 kWh/m³ produit par rapport aux systèmes à turbine Pelton, soit à peine 3 kWh/m³ pour un système Y = 50 % et salinité (≤ 38 g/L). Pour l'énergie de dessalement proprement dite à laquelle il faudra évidemment ajouter :

- l'énergie de pompage en mer et de prétraitement (dépendante du site et du schéma de prétraitement choisi) ;

- l'énergie de refoulement du produit *via* la reminéralisation vers les stockages (dépendante du site) ;
- l'énergie consommée par une éventuelle 2^e passe (environ 1 kWh/m³ pour une 2^e passe sur 100 % du débit de la première passe) ;
- l'énergie éventuellement nécessaire au conditionnement de l'air : salle de contrôle et salle d'osmose si des températures > 40 °C risquent d'être atteintes.

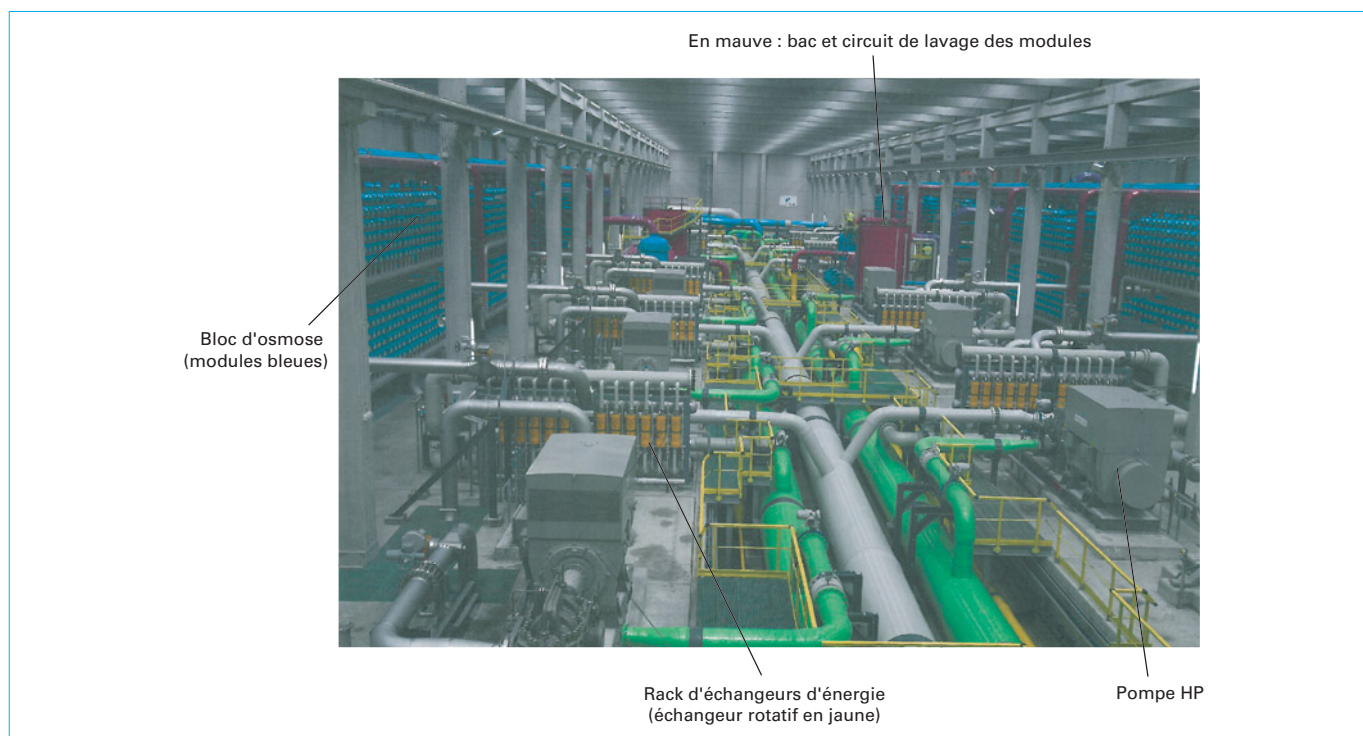


Figure 16 – Installation de Barcelone, vue de la salle d'osmose inverse (30 blocs, 200 000 m³/j)

Au total, on peut donc concevoir des systèmes consommant tout compris de 3,5 à 5 kWh/m³ produit.

Un exemple de salle d'osmose est présenté à la figure 16 : celle de l'installation de Barcelone (200 000 m³/j).

3.5 Avantages et contraintes de l'osmose inverse

À la lecture de ce qui précède, on comprend l'importance pour toute unité d'osmose inverse d'une bonne conception, suivie d'une bonne exploitation du prétraitement : une mauvaise qualité d'eau prétraitée augmente la fréquence des nettoyages des modules (perte de production, coût de réactif et main-d'œuvre...) et réduit la durée de vie des membranes de 7-8 ans (même plus dans les cas de très bonne qualité d'eau) à 3-4 ans dans des cas plus difficiles ; or, nettoyage et remplacement des membranes constituent le 2^e poste du compte d'exploitation après l'énergie.

On aura également noté que :

- le procédé est totalement modulaire, les grandes unités regroupent plusieurs dizaines de milliers de modules. Par exemple : Melbourne, la plus grosse unité en cours de construction (cf. figure 17, état après 6 mois de travaux) comporte trois unités de 50 GL par an chacune (environ 140 000 m³/j) à 15 °C. Chacune de ces unités comporte huit blocs en 1^{re} passe (en fait, neuf blocs dont un à l'arrêt pour maintenance, nettoyage...) et huit blocs en 2^e passe pour un total de 55 000 éléments sur l'usine. La production sera donc très souple et s'adaptera facilement à la demande ;

- n'utilisant que de l'énergie électrique, l'osmose est le procédé le moins énergivore des procédés de dessalement (3 à 5 kWh/m³ tout compris dont 2,8 à 3,5 par le poste d'osmose proprement dit). Cette consommation varie avec la température et la salinité de



Figure 17 – État du chantier de Melbourne en juin 2010 (emprise 70 ha)

l'eau (avantage aux eaux océaniques là où leur température varie de 18 à 28 °C) ;

- la salinité du perméat avant reminéralisation (cf. § 1.2) est de l'ordre de 200 à 300 mg/L (plus élevée que celle d'un distillateur : 10 à 30 mg/L) et des systèmes à deux passes peuvent être nécessaires pour obtenir de meilleures salinités totales ou pour limiter, dans l'eau produite, la teneur en ion particulier tel que le bore. Lorsqu'une 2^e passe est requise, celle-ci peut n'être que partielle et de toute façon constituée de modules « eau saumâtre » exploités à basse pression (8-15 bar).

4. Hygiène, sécurité et environnement

Au **niveau hygiène et sécurité**, aucune règle spécifique ne s'applique aux unités de dessalement qui doivent donc suivre les règles en vigueur :

- sur les grands chantiers lors de leur construction ;
- dans les unités comportant de la vapeur sous pressions pour l'exploitation des unités de distillation ;
- dans les unités comportant de l'eau sous pression pour l'osmose inverse ;
- dans les deux cas, des produits chimiques y sont utilisés donc stockés et manipulés avec les règles spécifiques à chacun d'eux.

Au **niveau environnement**, deux aspects méritent d'être bien étudiés :

- la prise d'eau : en effet, les grands volumes prélevés (surtout en dessalant par distillation) peuvent créer des courants importants et entraînent les poissons (surtout juvéniles) vers les pompes, créant ainsi mortalité piscicole et problèmes de mainte-

nance. Il convient donc de limiter les vitesses d'approche, de prévoir des tamisages avec des systèmes rejetant les juvéniles... ;

- les rejets qui, soit par leur salinité, soit par leur température différente de celle du milieu où ils sont rejetés, peuvent y provoquer des perturbations surtout sur les végétaux locaux (exemple : champs de posidonies). Il faut donc veiller à **une bonne dispersion des rejets**, soit dans des courants locaux, soit plus souvent *via* des diffuseurs à sorties multiples qui limitent les écarts de salinité à moins de 0,1 g/L en quelques dizaines, voire centaines de mètres pour les plus grosses unités. On notera que si l'on n'y prend pas garde, la différence de température et/ou de salinité crée des différences de densité qui peuvent au contraire créer des ségrégation, retardant le mélange naturel *via* les turbulences locales et la 2^e loi de Fick.

5. Comparaison des procédés et critères de choix

Le tableau 3 peut aider à comparer les divers procédés de dessalement à partir de leurs principales caractéristiques. On peut

Tableau 3 – Comparaison des différents procédés de dessalement d'eau de mer

Procédé	Distillation par compression mécanique de la vapeur	Distillation par thermocompression	Distillation par détentes successives	Osmose inverse
Débit d'eau de mer/Débit production	2 à 3 avec recyclage	3 à 4	3 à 4 si recyclage saumure, sinon 7 à 9	2 à 2,5 selon salinité
Prétraitement :				
– chloration	Requise sauf recours à des puits côtiers	Requise	Requise	Requise sauf recours à des puits côtiers (petites installations)
– filtration	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 0,5 mm	Tamisage à 1,5 mm	Filtration(s) fine(s) voire microfiltration Objectif : $SDI_{moy} \leq 3$
– antitartre	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur et/ou acidification + dégazage du CO ₂	Acidification et/ou injection d'un inhibiteur
– déchloration	Non requise	Non requise	Non requise	Requise Objectif : chlore $\ll 0,1$ mg/L
Température maximale de fonctionnement	60 à 70 °C	60 à 70 °C	entre 80 et 120 °C	Température de l'eau de mer Optimum ≈ 25 °C
Salinité eau produite	1 à 30 mg/L	1 à 30 mg/L	50 à 100 mg/L	200 à 500 mg/L
Énergie électrique (unité de dessalement seulement)	12 à 17 kWh/m ³ si un effet 7 à 9 kWh/m ³ si deux effets...	1 à 2 kWh/m ³	2 à 3 kWh/m ³	2,8 à 3,5 kWh/m ³ avec récupération d'énergie
Énergie vapeur	Aucune	8 < GOR * < 16 selon le nombre d'effets	6 < GOR * < 12	Aucune
Échelle de capacité (unitaire par bloc)	< 2 000 m ³ /j	500 à 12 500 m ³ /j	5 000 à 50 000 m ³ /j	Technologie modulaire qui s'adapte à toutes les capacités 10 à 20 000 m ³ /j par bloc
Avantages	Pas de vapeur Simplicité du fonctionnement	Coût ≈ 15 % inférieur à distillation par détentes successives	Technique la plus éprouvée	Minimum d'énergie et de temps de construction

* GOR : (Gain Operating Ratio) masse d'eau produite par kilogramme de vapeur consommée.

effectivement aboutir à des différences notables selon l'aspect que le client souhaite privilégier : durée de vie, consommation d'énergie, type et organisation de l'exploitation et de la maintenance envisagée...

En 2008, on estimait qu'un peu moins de 60 % de l'eau de mer dessalée était produite par distillation et cela par les grandes unités pour :

- la **distillation par détente successive**. Les plus grandes usines de ce type se trouvent à Al-Jubail en Arabie Saoudite. Couplée à une centrale électrique, l'ensemble peut produire 900 000 m³/j et 1 300 MW mais des systèmes de taille équivalente existent à Taweelah (ÉAU) ou Shaïba (Arabie Saoudite) ;

- la **distillation à effet multiple** avec thermocompression de vapeur, qui, à l'origine était réservée à des unités de petite taille, concurrence sérieusement depuis quelques années la distillation par détente successive.

Les usines de distillation sont pratiquement toutes couplées à des centrales énergétiques, d'ailleurs leurs exploitations requièrent

pratiquement les mêmes compétences que celles des centrales classiques.

Au contraire, l'osmose inverse s'impose lorsque l'on a besoin d'eau sans devoir augmenter en parallèle la puissance électrique disponible. Très souple et modulaire, elle peut s'adapter à court et long termes à la demande en eau et représente ainsi pratiquement 100 % du marché hors Moyen-Orient. Son exploitation requiert des compétences voisines de celles des unités de traitement des eaux : physico-chimie, biologie, maintenance préventive...

Enfin, même au Moyen-Orient, on voit se développer un marché pour l'osmose inverse. En effet, installée dans les grands sites auparavant dédiés à la distillation, elle permet de découpler partiellement production électrique et production d'eau dont les demandes ne sont jamais parallèles, et cela à un coût bien meilleur que l'emploi de vapeur HP détendue. C'est le concept « **d'usine hybride** » dont le premier exemple a été celui de l'usine de Fujaira I (ÉAU) démarrée en 2003 (production de 500 000 m³/j dont 63 % en distillation par détente successive et 37 % en osmose inverse).

Dessalement de l'eau de mer

par **Jean-Marie ROVEL**

Ancien directeur chez Degrémont/Groupe Suez-Environnement

À lire également dans nos bases

COPIN-MONTÉGUT (G.). – *Propriétés physiques de l'eau de mer*. [K 170] Constantes physico-chimiques (2002).

MOUCHET (P.) et ROUSTAN (M.). – *Caractéristiques et propriétés des eaux. Eaux pures, eaux naturelles*. [W 110] Technologies de l'eau (2011).

AIMAR (P.), BACCHIN (P.) et MAUREL (A.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) – Aspects théoriques : mécanismes de transfert*. [J 2 789]

Opérations unitaires, Génie de la réaction chimique (2010).

AIMAR (P.), BACCHIN (P.) et MAUREL (A.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) – Aspects théoriques : perméabilité et sélectivité*. [J 2 790] Opérations unitaires, Génie de la réaction chimique (2010).

REMIGY (J.-C.) et DESCLAUX (S.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Présentation des membranes et modules*. [W 4 090] Technologies de l'eau (2007).

CAUSSERAND (C.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Caractérisation des membranes*. [W 4 100] Technologies de l'eau (2006).

AIMAR (P.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Mise en œuvre et performances*. [W 4 110] Technologies de l'eau (2006).

APTEL (P.). – *Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Applications en traitement des eaux*. [W 4 120] Technologies de l'eau (2006).

Annuaire

Constructeurs – Fournisseurs – Distributeurs européens (liste non exhaustive)

Constructeurs de distillation en Europe

Sté Internationale de Dessalement d'Eau de Mer SIDEM (Groupe Véolia Water – Paris)

Fournisseurs de membranes (distributeur ou représentant français ou européen)

Filmtec Corp. Division of Dow Chemical Co.

Dow Deutschland Inc. – Allemagne
<http://www.dow.com/liquidseps>

Hydranautics Corp., siège à Oceanside/Californie

Hydranautics France

<http://www.membranes.com>
ou <http://www.hydranautics.es>

TORAY Membrane Europe AG (Suisse)
<http://www.toraywater.com>

Constructeurs d'unités d'osmose inverse en France

Degrémont (Groupe SUEZ – Environnement)
<http://www.degremon.fr>

Véolia eau solutions technologies
<http://www.veolia.com>

Organismes – Associations – Fédérations

Associations professionnelles

International Desalination Association (IDA)
<http://www.idadesal.org>

GAGNEZ DU TEMPS ET SÉCURISEZ VOS PROJETS EN UTILISANT UNE SOURCE ACTUALISÉE ET FIABLE

Techniques de l'Ingénieur propose la plus importante collection documentaire technique et scientifique en français !

Grâce à vos droits d'accès, retrouvez l'ensemble des **articles et fiches pratiques de votre offre**, **leurs compléments et mises à jour**, et bénéficiez des **services inclus**.



RÉDIGÉE ET VALIDÉE
PAR DES EXPERTS



MISE À JOUR
PERMANENTE



100 % COMPATIBLE
SUR TOUS SUPPORTS
NUMÉRIQUES



SERVICES INCLUS
DANS CHAQUE OFFRE

- + de 350 000 utilisateurs
- + de 10 000 articles de référence
- + de 80 offres
- 15 domaines d'expertise

- ☐ Automatique - Robotique
- ☐ Biomédical - Pharma
- ☐ Construction et travaux publics
- ☐ Électronique - Photonique
- ☐ Énergies
- ☐ Environnement - Sécurité
- ☐ Génie industriel
- ☐ Ingénierie des transports
- ☐ Innovation
- ☐ Matériaux
- ☐ Mécanique
- ☐ Mesures - Analyses
- ☐ Procédés chimie - Bio - Agro
- ☐ Sciences fondamentales
- ☐ Technologies de l'information

**Pour des offres toujours plus adaptées à votre métier,
découvrez les offres dédiées à votre secteur d'activité**

Depuis plus de 70 ans, Techniques de l'Ingénieur est la source d'informations de référence des bureaux d'études, de la R&D et de l'innovation.

www.techniques-ingenieur.fr

CONTACT : Tél. : + 33 (0)1 53 35 20 20 - Fax : +33 (0)1 53 26 79 18 - E-mail : infos.clients@teching.com

LES AVANTAGES ET SERVICES compris dans les offres Techniques de l'Ingénieur

ACCÈS



Accès illimité aux articles en HTML

Enrichis et mis à jour pendant toute la durée de la souscription



Téléchargement des articles au format PDF

Pour un usage en toute liberté



Consultation sur tous les supports numériques

Des contenus optimisés pour ordinateurs, tablettes et mobiles

SERVICES ET OUTILS PRATIQUES



Questions aux experts*

Les meilleurs experts techniques et scientifiques vous répondent



Articles Découverte

La possibilité de consulter des articles en dehors de votre offre



Dictionnaire technique multilingue

45 000 termes en français, anglais, espagnol et allemand



Archives

Technologies anciennes et versions antérieures des articles



Impression à la demande

Commandez les éditions papier de vos ressources documentaires



Alertes actualisations

Recevez par email toutes les nouveautés de vos ressources documentaires

*Questions aux experts est un service réservé aux entreprises, non proposé dans les offres écoles, universités ou pour tout autre organisme de formation.

ILS NOUS FONT CONFIANCE



www.techniques-ingenieur.fr

CONTACT : Tél. : + 33 (0)1 53 35 20 20 - Fax : +33 (0)1 53 26 79 18 - E-mail : infos.clients@teching.com