

**MINISTERE DE L'AGRICULTURE, DE
L'ALIMENTATION, DE LA PECHE ET
DES AFFAIRES RURALES**

**Direction de l'Espace Rural et de la
Forêt**

DOCUMENT TECHNIQUE

FNDAE

N°14

Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau

**Nouvelle version rédigée par Jean-Marc BERLAND
et Catherine JUERY**

Décembre 2002

**FONDS NATIONAL POUR LE
DEVELOPPEMENT DES
ADDUCTIONS D'EAU**



**Office International de l'Eau
SNIDE**

Sommaire

Partie I : Aspects théoriques	4
1. Historique des techniques et présentation du principe général	5
2. Les techniques séparatives à membranes utilisées dans le traitement des eaux	7
2.1. Les différentes filières	7
2.1.1. L'osmose inverse	8
2.1.2. La nanofiltration	9
2.1.3. L'ultrafiltration	9
2.1.4. Microfiltration tangentielle	10
2.2. Caractérisation des membranes	11
2.2.1. Définition du taux de conversion	11
2.2.2. Définition de la sélectivité	13
2.3. Structure	14
2.3.1. membranes organiques :	14
2.3.2. membranes <i>minérales ou inorganiques</i>	15
2.3.3. membranes <i>composites</i> :	15
2.3.4. membranes <i>échangeuses d'ions</i>	15
3. Les modules	16
3.1. Les modules tubulaires	16
3.2. Les modules fibres creuses	17
3.3. Les modules plans	17
3.4. Les modules spirales	18
4. Les Matériaux utilisés	19
4.1. Les dérivés de cellulose	19
4.2. Le polypropylène	19
4.3. Les polysulfones	19
5. Les différents systèmes membranaires	20
5.1. Système de filtration membranaire sous pression	20
5.2. Système à membranes immergées	21
6. Mise en œuvre du procédé, maintenance et entretien	22
6.1. Sélection du procédé.	22
6.2. Bases de conception et principes d'entretien	23
6.2.1. Données générales requises pour la conception	25
6.2.2. Règles de conception	26
6.2.3. Types de produits chimiques utilisés	28
6.2.4. Principes de maintenance pour conserver l'intégrité des membranes	29
6.2.5. Prévention du colmatage	30
6.2.6. Techniques de nettoyage des membranes	31
6.2.7. Rejets du procédé	31
6.2.8. Apport d'un suivi à long terme	31
6.2.9. Hygiène et sécurité	32
7. Les différentes chaînes de traitement	32

Sommaire (suite)

Partie II : Eléments de coûts et études de cas	36
8. Les techniques utilisées et leurs coûts	37
8.1. Introduction	37
8.2. Techniques utilisées	38
8.3. Coûts d'investissement	42
8.3.1. Origine de l'eau brute : eau de surface	43
8.3.2. Origine de l'eau brute : eau souterraine	45
8.3.3. Toutes origines d'eau brute confondues	47
8.4. Coûts d'exploitation	51
9. Etudes de cas	51
Cas de l'usine de Magenta 2 (Côtes d'Armor): nanofiltration - 130 m ³ /h	52
Cas de Vigneux sur Seine : ultrafiltration couplée à une filtration sur charbon – procédé CRISTAL® - 55 000 m ³ /jour	56
Cas du Syndicat du Pays de la Fillière (74) : ultrafiltration 80 m ³ /h	59
Cas du syndicat intercommunal des 7 communes (70) : ultrafiltration - 470 m ³ /jour	61
Cas de IFFERNET (Lot) : ultrafiltration 60 m ³ /h	62
Cas de Vaujany (Isère) : microfiltration 250 m ³ /h	63
Cas de Bernay-Ouest (27) : microfiltration 1 000m ³ /jour	64
GLOSSAIRE	65
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	68

Ce document technique a fait l'objet d'une relecture de la part :

⇒ **De Erich WITTMANN, Vivendi Water- Générale des Eaux**

⇒ **du professeur Guy MATEJKA, Responsable de la spécialité Eau et Environnement de l'Ecole Nationale Supérieure d'Ingénieurs de Limoges, directeur de recherche au Laboratoire des Sciences de l'Eau et de l'Environnement**

Qu'ils soient remerciés pour leurs conseils avisés.

Partie I : Aspects théoriques

1. Historique des techniques et présentation du principe général

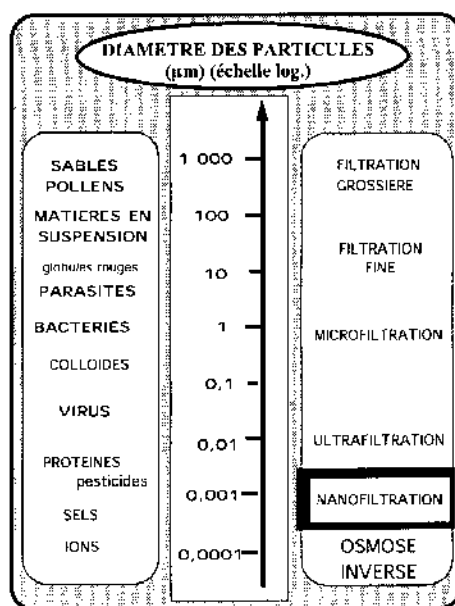
La perméabilité des membranes a été découverte dès le XVIII^e siècle (Abbé Jean-Antoine Nollet, 1735). Cependant le développement industriel des techniques à membrane ne date que des années 1960 pour les dialyses et 1970 pour les techniques de solvo-transferts. On désigne par dialyse, l'opération consistant à faire traverser des membranes par un liquide, par diffusion afin d'en séparer les constituants. L'opération de solvo-transfert consiste, en revanche à faire traverser des membranes semi-perméables par un liquide, par convection forcée, afin d'épurer le solvant (PONTIE Maxime, 2002).

Ce sont les techniques de dialyses qui ont permis les premières d'effectuer des séparations de composés dissous. Il était alors plus judicieux de laisser passer à travers la membrane une faible quantité de solutés plutôt que la grosse masse du solvant. Cette approche a donné lieu au développement de :

- ⇒ l'hémodialyse qui désigne l'élimination des substances toxiques du sang à l'aide d'une membrane ;
- ⇒ l'électrodialyse qui consiste, elle, en une séparation par membrane à l'aide d'une succession de membranes alternativement échangeuse d'anions et de cations, souvent utilisée pour le dessalement des eaux saumâtres.

Après l'apparition et le développement des membranes asymétriques, les techniques de solvo-transfert (osmose inverse, microfiltration / ultrafiltration, nanofiltration – cf. graphique 1 ci-dessous) ont pu se développer de manière plus rapide que les techniques de dialyse. Une membrane asymétrique est une succession de couches de matériaux (de même nature ou différents) associés, possédant une structure asymétrique : une couche fine (d'épaisseur environ 50 μ m) supportée par une couche plus épaisse (>100 μ m) (PONTIE Maxime, 2002).

Figure 1 : Echelle de taille des particules (en μ m) et quelques procédés de solvo-transfert

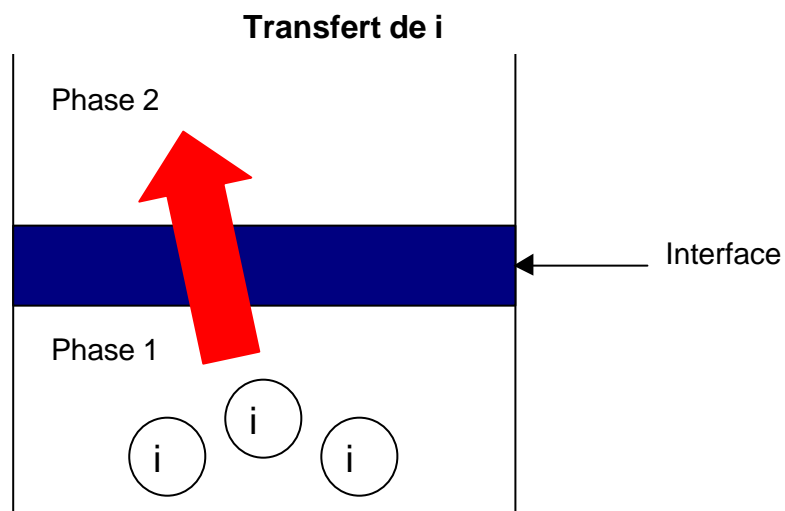


La principale caractéristique des techniques de séparation membranaires est de mettre en œuvre des systèmes polyphasés constitués par :

- ⇒ le fluide à traiter ;
- ⇒ le fluide traité (une solution à dépolluer, une eau à dessaler...);
- ⇒ la membrane.

Ces systèmes en fonctionnement sont hors d'état d'équilibre et vont tendre de manière spontanée vers un nouvel état d'équilibre. Cette évolution implique obligatoirement un transfert de matière et d'énergie au niveau de la surface de contact entre les deux phases, c'est à dire au niveau de l'interface (cf. graphique 2), sous l'effet des contraintes imposées au système.

Figure 2 : Lors du transfert de l'espèce i entre les deux phases 1 et 2, la membrane joue le rôle d'interface.



La barrière (physique ou chimique) constituée par la membrane va jouer le rôle d'interface sélective entre les deux phases. Le transfert de matière d'une phase à l'autre va dépendre de l'intensité de la contrainte appliquée de part et d'autre de cette interface. Cette contrainte a pour but d'accélérer le processus de séparation. Elle peut être :

- ⇒ un gradient de pression (ΔP) ;
- ⇒ un gradient de potentiel électrique ($\Delta \phi$) ;
- ⇒ un gradient de potentiel chimique ($\Delta \mu_i$) ;

Tableau 1 : Classification des techniques utilisant des membranes (condition isothermes)

	Ionophores*	Poreuses	Denses
gradient de potentiel chimique ($\Delta \mu_i$)	Dialyse Ionique	Dialyse Moléculaire (Hémodialyse)	Osmose
un gradient de potentiel électrique ($\Delta \phi$)	Electrodialyse	Electro-Ultrafiltration	Electro-osmose
un gradient de pression (ΔP)	Piézodialyse	Micro-, Ultra-, Nano-filtration**	Osmose inverse

- * Ionophores : molécules des membranes responsables des transferts ioniques
- ** nanofiltration : membranes intermédiaires entre poreuses et denses

Pour synthétiser, on peut affirmer que les techniques séparatives à membranes sont des procédés physiques de séparation qui utilisent les propriétés de tamisage moléculaire d'une membrane poreuse balayée par le liquide contenant les constituants à séparer.

Lors d'une filtration classique, la suspension à traiter est amenée perpendiculairement au média filtrant. Une accumulation de matières se produit formant une couche qui diminue la porosité et, par la même, le débit de filtration (MAUREL Alain – 1993).

Dans le cas des techniques à membrane, l'écoulement du fluide à filtrer est continu et frontal lorsque la qualité de l'eau le permet, sinon, tangentiel.

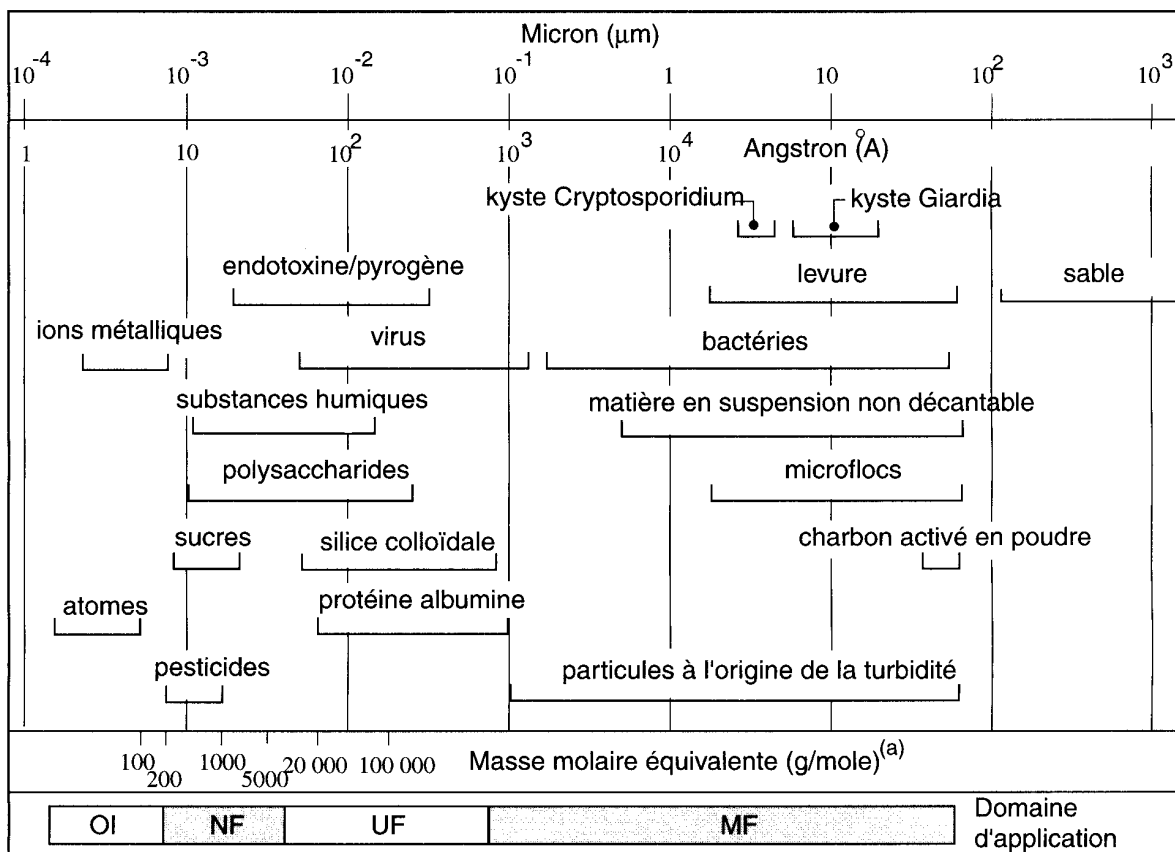
L'objectif de l'écoulement tangentiel est d'éviter l'accumulation continue sur la membrane des espèces (particules, molécules, ions) retenues par cette dernière. Le rapport entre le débit de circulation de la solution à filtrer et le débit de perméat peut être d'un à plusieurs facteurs 100 dans le cas d'un tube d'ultrafiltration standard.

2. Les techniques séparatives à membranes utilisées dans le traitement des eaux

2.1. Les différentes filières

Le tableau ci-dessous présente le champ d'application des différentes techniques de filtration classique et des différentes techniques de séparation par membrane.

Tableau 2 : Différents composés rencontrés dans les eaux naturelles et les techniques permettant leur élimination (BOUCHARD et al. – 2000)



2.1.1. L'osmose inverse

L'osmose inverse utilise des membranes denses qui laissent passer l'eau et arrêtent tous les sels.

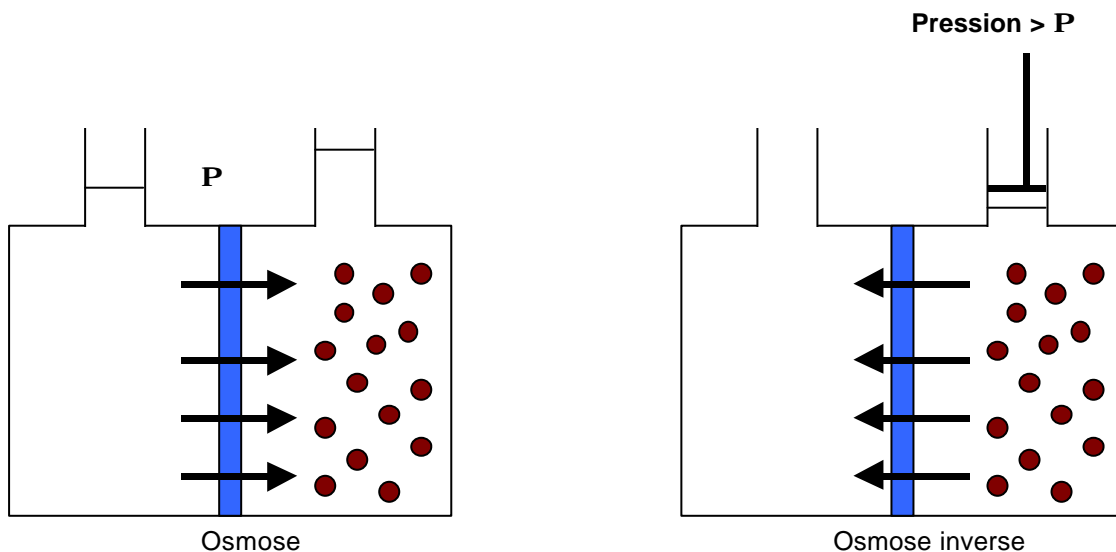
Cette technique est utilisée pour :

- ⇒ Le dessalement des eaux de mer ;
- ⇒ Le dessalement des eaux saumâtres ;
- ⇒ La production d'eau ultra pure ;
- ⇒ La production d'eau de process...

Le phénomène d'osmose est un phénomène qui tend à équilibrer la concentration en solutés de part et d'autre d'une membrane semi-perméable. Le phénomène d'osmose est un phénomène naturel courant, notamment à travers les membranes cellulaires.

La membrane semi-perméable laissera passer le solvant (le soluté ne passe pas) pour équilibrer la concentration. La différence de concentration crée une pression, appelée Pression osmotique. Pour inverser le passage du solvant et augmenter la différence de concentration, il faut appliquer une pression supérieure à la pression osmotique.

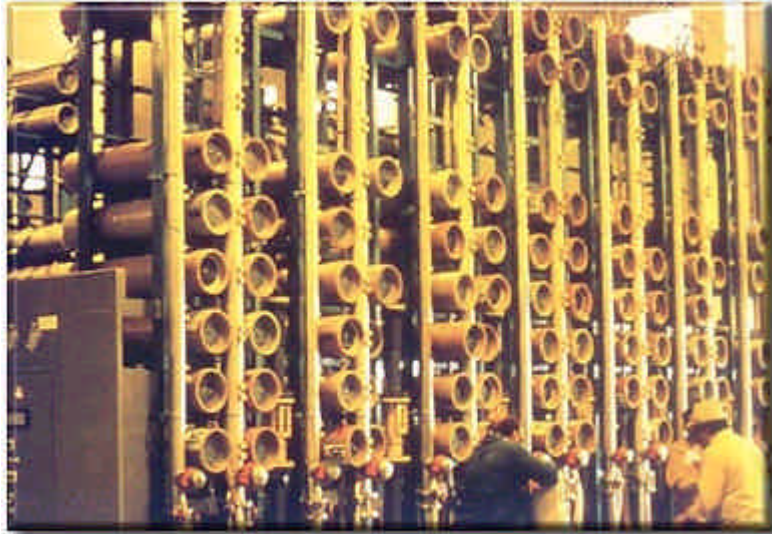
Figure 3 : Principe de l'osmose inverse (d'après site Internet relatif au génie alimentaire http://perso.wanadoo.fr/jose.braun/separation/uf_et_oi.htm – consulté en octobre 2002)



La pression osmotique **P** est d'autant plus importante que la concentration est élevée et que la masse molaire est faible.

Nota bene : la pression osmotique de l'eau de mer est de l'ordre de 25 bars

Photographie 1 : Installation de dessalement d'eau de mer tangentielle (source : site internet du club français des membranes <http://www.cfm-membrane.com> consulté en octobre 2002)



2.1.2. La nanofiltration

Cette technique se situe entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration. Elle permet la séparation de composants ayant une taille en solution voisine de celle du nanomètre (soit 10 Å) d'où son nom. Les sels ionisés monovalents et les composés organiques non ionisés de masse molaire inférieure à environ 200 - 250 g/mol ne sont pas retenus par ce type de membrane. Les sels ionisés multivalents (calcium, magnésium, aluminium, sulfates...) et les composés organiques non ionisés de masse molaire supérieure à environ 250 g/mol sont, par contre, fortement retenus (MAUREL Alain – 1993).

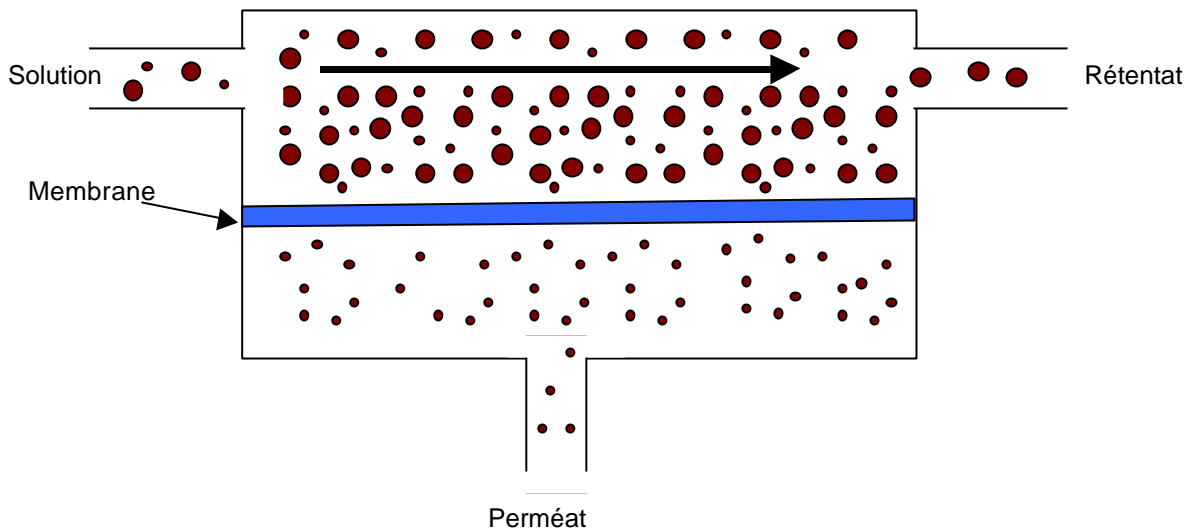
Nota Bene : Dans le cas des macromolécules, l'unité de masse molaire que l'on utilise est le dalton : 1 Da = 1 g/mol.

Les mécanismes de transfert sont intermédiaires entre ceux de l'osmose inverse et ceux de l'ultrafiltration. Cette technique est souvent utilisée pour l'adoucissement des eaux.

2.1.3. L'ultrafiltration

L'ultrafiltration utilise des membranes microporeuses dont les diamètres de pores sont compris entre 1 et 100 nm. De telles membranes laissent passer les petites molécules (eau, sels) et arrêtent les molécules de masse molaire élevée (polymères, protéines, colloïdes) (MAUREL Alain – 1993). Pour cette raison, cette technique est utilisée pour l'élimination de macrosolutés présents dans les effluents ou dans l'eau à usage domestique, industriel (électronique) ou médical.

Figure 4 : Principe de l'ultrafiltration (d'après site Internet relatif au génie alimentaire http://perso.wanadoo.fr/jose.braun/separation/uf_et_oi.htm – consulté en octobre 2002)



2.1.4. Microfiltration tangentielle

Ce procédé de séparation solide-liquide met en œuvre des membranes dont les diamètres de pores sont compris entre 0,1 et 10 μm . Il permet donc la rétention des particules en suspension, des bactéries et indirectement des colloïdes et de certains ions après fixation de ces derniers sur des plus grosses particules obtenues par complexation, précipitation ou floculation.

Théoriquement, la différence entre ultrafiltration et microfiltration est très nette.

- ⇒ l'ultrafiltration fonctionne en phase liquide homogène alors que la microfiltration a pour objectif une séparation solide-liquide ;
- ⇒ la pression de travail est généralement plus faible dans le cas de la microfiltration (Pression transmembranaire < 3 bars) ;
- ⇒ les flux de filtration sont souvent plus importants dans le cas de la microfiltration.

Cependant, du point de vue technologique, les deux techniques peuvent se recouper. Ainsi, pour minimiser les phénomènes de colmatage et éviter que des particules solides pénètrent dans les pores des membranes, on a souvent intérêt à utiliser des membranes d'ultrafiltration pour effectuer une opération de microfiltration. Inversement, une membrane de microfiltration peut devenir une membrane d'ultrafiltration (1 à 100 nm) ou même d'osmose inverse (< 1 nm) par suite de la formation en cours de fonctionnement d'une couche de gel à porosité très fine (membrane dynamique).

Photographie 2 :

Membranes de microfiltration (source : Générale des Eaux)



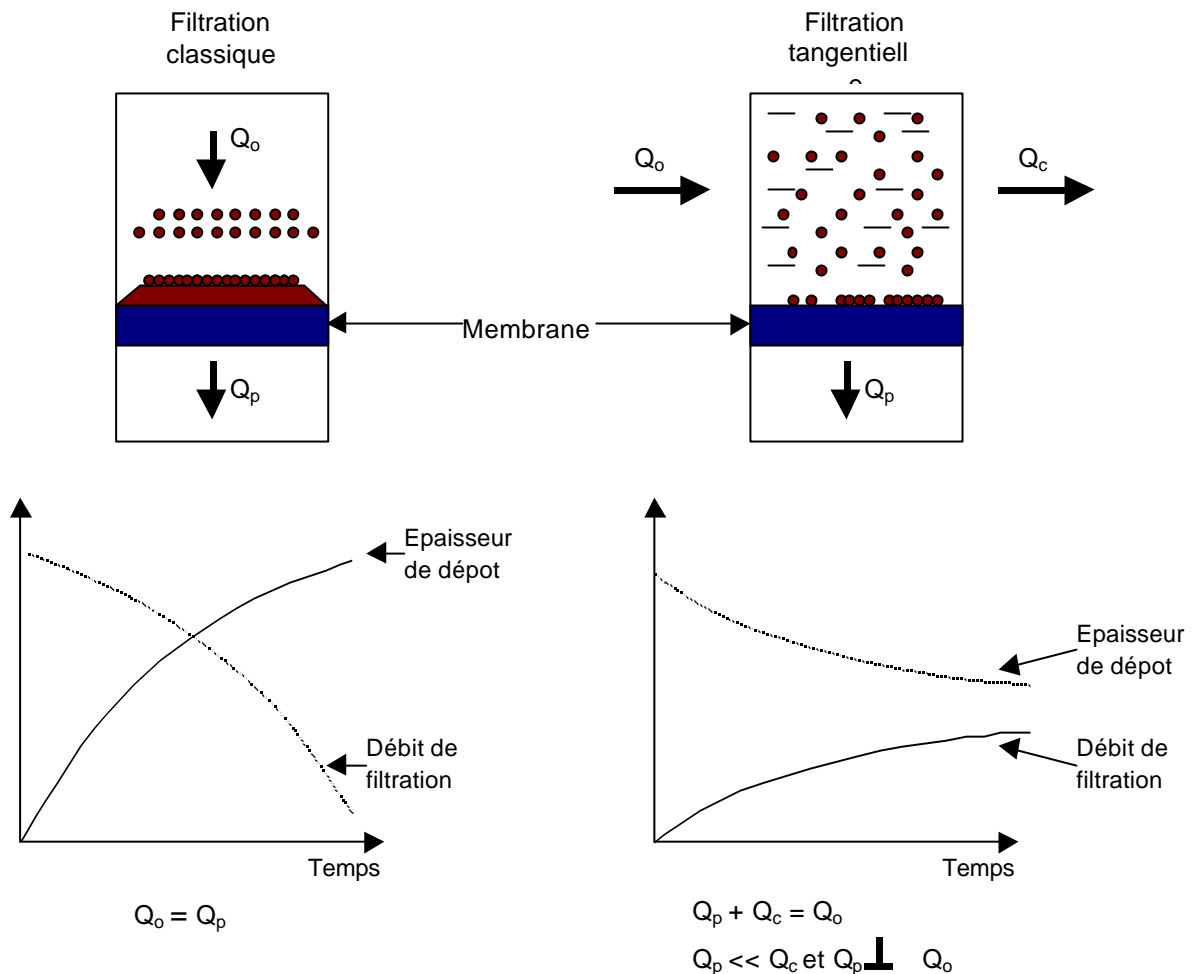
2.2. Caractérisation des membranes

Le taux de conversion et la sélectivité des membranes sont des deux grandes notions qui permettent de caractériser les membranes.

2.2.1. Définition du taux de conversion

Comme nous l'avons déjà évoqué en conclusion du chapitre 1, dans le cas des techniques à membrane, l'écoulement du fluide à filtrer peut être continu et tangentiel (cf. figure ci-dessous).

Figure 5 : Comparaison entre filtration classique (ou frontale) et filtration tangentielle (d'après MAUREL Alain – 1993)



La solution à traiter (débit Q_0) se divise au niveau de la membrane en deux parties de concentrations différentes :

- ⇒ une partie qui passe à travers la membrane ou perméat (débit Q_p) ;
- ⇒ une partie qui ne passe pas à travers la membrane, appelée concentrat ou rétentat (débit Q_c), et qui contient les molécules ou particules retenues par la membrane.

La fraction de débit du liquide qui traverse la membrane est appelée taux de conversion de l'opération de séparation :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0}$$

Dans le cas du traitement des eaux, c'est le perméat qui est le flux valorisé.

2.2.2. Définition de la sélectivité

La sélectivité d'une membrane est, en général, définie par le taux de rejet (appelé aussi taux de rétention) de l'espèce (sel, macromolécule, particule) que la membrane est censée retenir :

$$TR = \frac{C_o - C_p}{C_o} = 1 - \frac{C_p}{C_o}$$

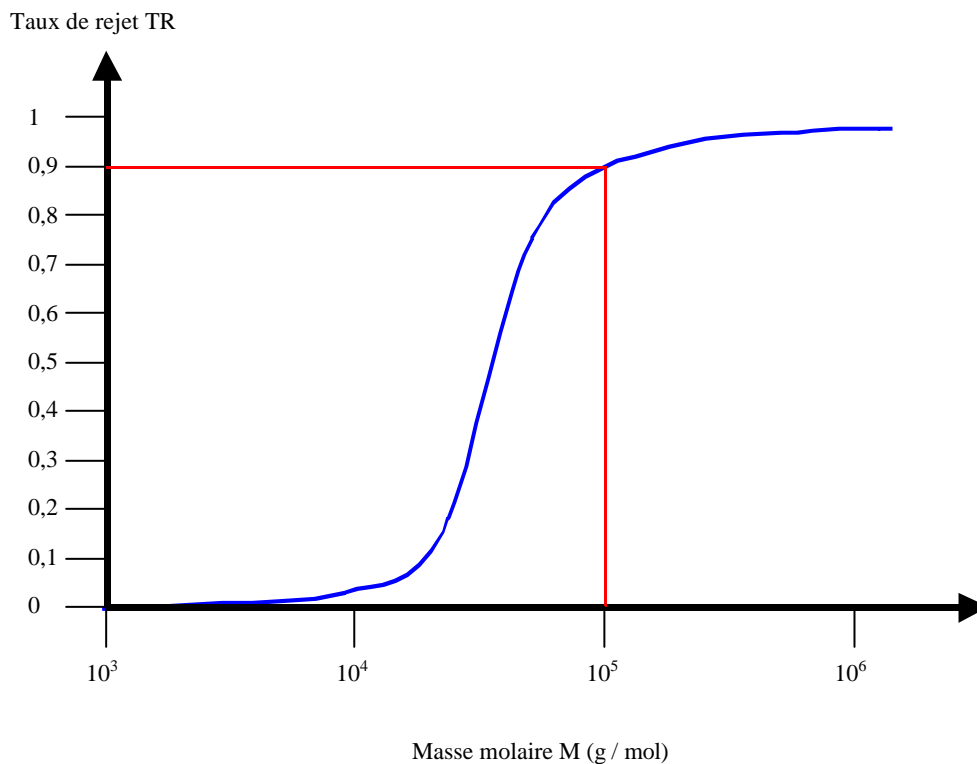
Avec C_o = concentration de l'espèce à retenir dans la solution

et C_p = concentration de la même espèce dans le perméat

Dans le cas de l'osmose inverse, le soluté de référence est souvent le chlorure de sodium (NaCl), la déminéralisation des eaux étant l'application la plus importante. Certaines membranes développées pour le dessalement de l'eau de mer ont un taux de rejet au chlorure de sodium de 99 % environ. D'autres, développées pour le dessalement des eaux saumâtres, présentent un taux de rejet au NaCl de 96 %.

Dans le cas de l'ultrafiltration, l'efficacité de la membrane est, en général, caractérisée par le seuil de coupure (cut-off en anglais). Il s'agit de la masse molaire (g/mol) correspondant à une rétention pratiquement totale (90 % le plus souvent) d'une macromolécule déterminée.

Figure 6 : Caractérisation de la sélectivité d'une membrane d'ultrafiltration



Cette notion de seuil de coupure n'a pas de sens dans le cas de l'osmose inverse. En effet, dans ce cas, des entités chimiques de même taille peuvent avoir, dans les mêmes conditions opératoires, des taux de rejets très différents. De même, cette notion n'a pas de sens en microfiltration malgré une certaine analogie sur le plan des mécanismes, les espèces retenues (micro-organismes, boues) ne pouvant être définies ni par une masse molaire ni par une taille en dehors d'un diamètre apparent ou équivalent.

Dans le cas de la microfiltration tangentielle, la sélectivité de la membrane est caractérisée, en général, par son diamètre de pore (0,45 μm par exemple)

2.3. Structure

La structure des matériaux permet de distinguer trois types de membranes (Source : Site Internet EVARISTE serveur du ministère chargé de l'industrie consacré à l'innovation industrielle et technologique, <http://www.evariste.org>, consulté en octobre 2002) :

- ⇒ les membranes isotropes, elles ont des propriétés structurales constantes sur toute leur épaisseur ;
- ⇒ les membranes anisotropes, leur structure composite varie de la surface de la membrane vers l'intérieur ;
- ⇒ les membranes liquides.

Selon la nature des matériaux constitutifs des membranes on parle également de :

- ⇒ membranes organiques ;
- ⇒ membranes minérales ou inorganiques ;
- ⇒ membranes composites ;
- ⇒ membranes échangeuses d'ions.

2.3.1. membranes organiques :

Elles sont fabriquées, pour la plupart d'entre elles, à partir de polymères organiques (acétate de cellulose, polysulfones, polyamides, etc). Les qualités de ces matériaux leur confèrent une grande adaptabilité aux différentes applications. Environ 90 % des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration sont constituées de membranes organiques ;

Le tableau ci-dessous regroupe les avantages et inconvénients des membranes organiques suivants leur composition en se basant sur les critères suivants :

- ⇒ Perméabilité ;
- ⇒ Sélectivité ;
- ⇒ Stabilité chimique ou thermique ;
- ⇒ Sensibilité au chlore.

Tableau 3 : avantages et inconvénients des membranes organiques suivant leur composition

	Avantages	Inconvénients
Acétate de cellulose	Perméabilité élevée Sélectivité élevée Mise en œuvre assez aisée Adsorption des protéines faible => colmatage moindre	Sensible à la température Sensible au pH Sensible au chlore Sensible au compactage Sensible aux microorganismes
Type polyamide	Bonne stabilité chimique, thermique et mécanique.	Grande sensibilité au chlore Faible perméabilité Phénomènes d'adsorption
Type polysulfone	Bonne stabilité thermique et au pH Résistance au chlore 5 mg/l fonctionnement normal 50 mg/l stockage 200 mg/l traitement de choc	Sensible au compactage Adsorptions
Matériaux acryliques	Bonne stabilité thermique et chimique Stockage à sec possible	Faible résistance mécanique Pores de diamètres assez élevés
Matériaux fluorés	Bonne stabilité thermique et chimique	Faible perméabilité Microfiltration uniquement
Membranes composites	Bonnes caractéristiques : perméabilité et sélectivité Stabilité de pH 2 à 11 Bonne tenue en température	

2.3.2. membranes *minérales ou inorganiques*

Ces techniques se sont diffusées plus tardivement que les membranes organiques. Ces membranes sont composées de corps entièrement minéraux (matières céramiques, métal fritté, verre). Leur arrivée a permis de travailler dans des conditions extrêmes de température et d'agression chimique, ce qui a ouvert de nouvelles voies dans la séparation par membrane.

Les membranes dites dynamiques sont fabriquées par l'utilisateur à partir de tubes poreux dont le diamètre des pores est compris entre 0.5 et 5 μm . Une dispersion colloïdale de zirconium associée à des copolymères est introduite à l'intérieur des tubes. Certaines de ces membranes peuvent trouver des applications en eaux usées.

2.3.3. membranes *composites* :

Apparues au début des années 1990, elles sont caractérisées par une structure asymétrique dont la peau est beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites et par une superposition de plusieurs couches différenciées soit par leur nature chimique, soit par leur état physique. Elles peuvent être organiques (superposition de polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels le zircone, l'alumine et le titane) ;

2.3.4. membranes *échangeuses d'ions*

Introduites en 1950, elles fonctionnent sur le principe du rejet d'ions grâce à leur charge. Les techniques d'électrodialyse, la dialyse et l'électro-désionisation font appel à cette

technologie. Leur principal domaine d'application actuel est le dessalement de l'eau et le traitement des effluents des installations de protection et de décoration des métaux.

De nouvelles générations de membranes, notamment anioniques et bipolaires, présentant une résistance chimique améliorée sont apparues sur le marché.

Ces techniques électromembranaires sont aujourd'hui au nombre de trois :

- ⇒ l'électrodialyse (ED) dite conventionnelle ;
- ⇒ l'électrodialyse à membranes bipolaires (EDMB) ;
- ⇒ l'électrodialyse à membranes (EM).

Le point commun de ces techniques est la mise en œuvre de membranes échangeuses d'ions permettant de transférer des ions de façon sélective sous l'effet d'un champ électrique.

- **Electrodialyse conventionnelle – principe**

Le terme dialyse désigne la diffusion d'un soluté à travers une membrane qui lui est perméable. L'électrodialyse désigne le transfert d'ions à travers une membrane qui leur est perméable sous l'effet d'un champ électrique.

- **Electrodialyse à membranes bipolaires – principe**

Les membranes bipolaires sont constituées d'une face perméable aux anions et d'une face perméable aux cations.

Sous l'effet d'un champ électrique, l'eau présente au cœur de la membrane est dissociée en ions H^+ et OH^- générés respectivement par les faces cationiques et anioniques.

- **Electrolyse à membranes - principe**

L'électrolyse à membranes est la technique électromembranaire dans laquelle on couple les effets d'une électrodialyse (migration d'ions au travers d'une membrane semi-perméable) à ceux d'une électrolyse (réactions aux électrodes).

3. Les modules

Les modules supportent les membranes, 4 grands types de modules sont commercialisés :

- ⇒ Les modules tubulaires ;
- ⇒ Les modules fibres creuses ;
- ⇒ Les modules plans ;
- ⇒ Les modules spirales

3.1. Les modules tubulaires

Un module tubulaire contient plusieurs tubes qui peuvent être en série ou en parallèle. L'eau à traiter circule à l'intérieur des tubes et le perméat est recueilli à l'extérieur des tubes. Les tubes constituent des canaux d'écoulement tangentiel. C'est le seul type de module qui peut être nettoyé mécaniquement avec un système de balles de mousse qui raclent les parois des tubes (BOUCHARD et al. – 2000). L'écoulement à l'intérieur des tubes est turbulent,

voire très turbulent (APTEL et BUCKLEY – 1996). A cause de la taille des canaux tangentiels, cette configuration entraîne a priori une dépense d'énergie plus importante que dans les autres configurations.

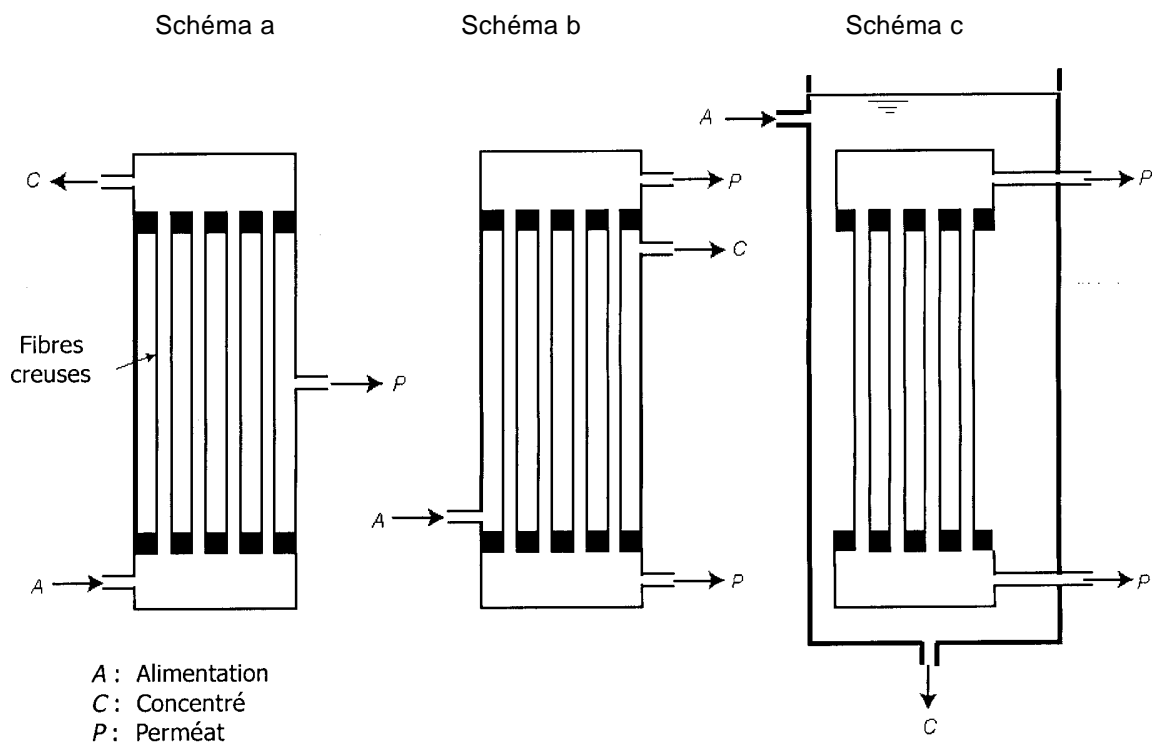
3.2. Les modules fibres creuses

Les fibres creuses sont assemblées en parallèle suivant deux configurations :

- ⇒ Configuration Int-Ext (schéma a) : comme c'est le cas pour les modules tubulaires, l'eau à traiter circule à l'intérieur des fibres et le perméat est récupéré à l'extérieur des fibres. Il y a écoulement tangential canalisé à l'intérieur des fibres ;
- ⇒ Configuration Ext-Int (schéma b et c) : l'eau circule à l'extérieur des fibres et le perméat est récupéré à l'intérieur des fibres. L'écoulement entre les fibres est libre.

Dans les deux cas, les membranes sont assemblées en faisceaux et leurs extrémités sont noyées dans des bouchons de colle qui isolent le perméat de l'eau à traiter (BUISSON et al – 1998). Un module industriel peut-être constitué de dizaines de milliers de fibres. Les fibres creuses supportent des rétrolavages. L'écoulement à l'intérieur des fibres creuses est, selon toutes probabilités, laminaire (APTEL et BUCKLEY – 1996).

Figure 7 : Modules à fibres creuses (BOUCHARD et al. – 2000).



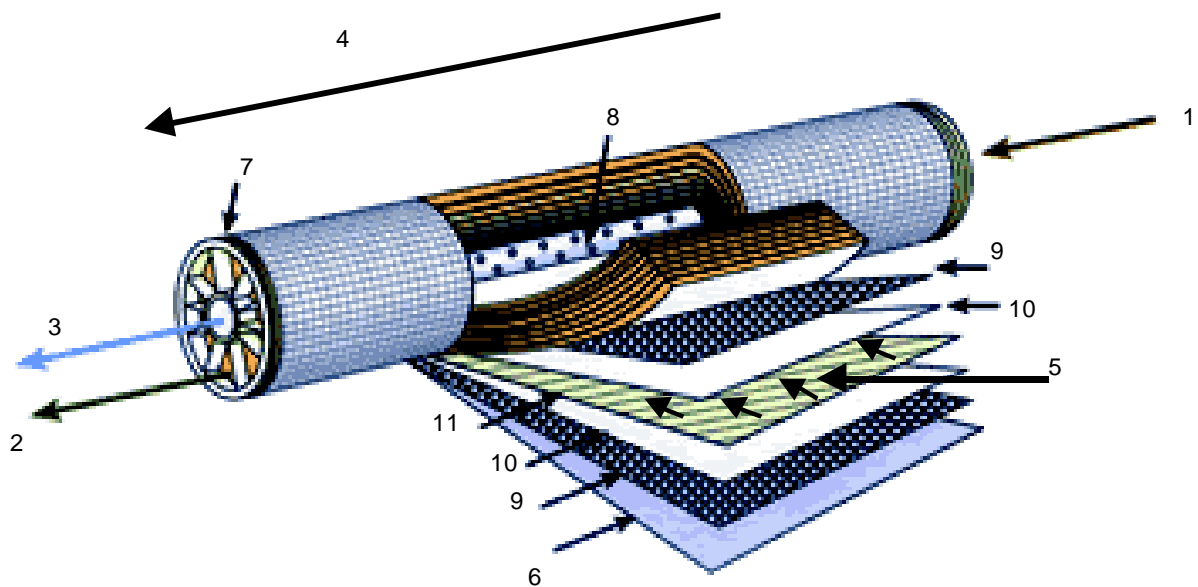
3.3. Les modules plans

Les *modules plans* sont les plus anciens et les plus simples : les membranes sont empilées en mille-feuilles séparées par des cadres intermédiaires qui assurent la circulation des fluides.

3.4. Les modules spirales

Au sein des *modules spirales*, une membrane plane est enroulée sur elle-même autour d'un tube poreux qui recueille le filtrat. On obtient ainsi un cylindre multi-couches où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux.

Figure 8 : Structure interne d'une membrane à spirale (d'après Degrémont – 1989 et site Internet de la société SOFRANCE <http://www.sofrance.com/findex.html>, consulté en octobre 1992)



- 1 Entrée d'eau
- 2 Sortie de concentrat
- 3 Sortie de perméat
- 4 Sens d'écoulement de l'eau brute
- 5 Sens d'écoulement du perméat
- 6 Matériau de protection
- 7 Joint d'étanchéité entre module et enveloppe
- 8 Perforations collectant le perméat
- 9 Espaceur
- 10 Membrane
- 11 Collecteur de perméat

4. Les Matériaux utilisés

Une grande variété de polymères est utilisée pour la fabrication des membranes destinées à la production d'eau potable (Zeman et Zydney – 1996 ; BUISSON H., LEBEAU T., LELIEVRE C. HERREMANS L. – 1998). Pour tout système membranaire construit sur le territoire français il convient de bien vérifier que les matériaux utilisés ont l'agrément obligatoire. Cet agrément ne peut être délivré qu'après avis du Conseil Supérieur d'Hygiène Public de France (CSHPF), en application de l'article L.21 du Code de la Santé Publique.

Pour des raisons bien compréhensibles de protection de leur secret de fabrication, les fabricants hésitent à dévoiler avec précision la nature chimique des constituants de leurs membranes et préfèrent en indiquer les principales propriétés en termes :

- ⇒ de résistance mécanique (déterminant la durée de vie et l'intégrité des membranes) ;
- ⇒ d'hydrophilicité (déterminant la résistance au colmatage) ;
- ⇒ de stabilité chimique (résistance aux agents lavants).

4.1. Les dérivés de cellulose

Les dérivés de cellulose sont utilisés pour la fabrication des membranes asymétriques d'ultrafiltration, de nanofiltration et d'osmose inverse.

Sous l'effet de fortes pressions, ils ont tendance à se compacter entraînant une diminution irréversible de la perméabilité. Ce phénomène ne se produit pas en ultrafiltration où les pressions faibles.

Ces matériaux présentent une forte hydrophilicité garantissant une faible tendance au colmatage.

Leur stabilité chimique est réduite. Les pH opératoires doivent rester dans une gamme allant de 4 à 6,5 et la température doit rester inférieure à 40°C pour éviter l'hydrolyse du matériau.

Les dérivés de cellulose supportent une exposition continue à de faibles concentrations de chlore. Il ne faut donc pas hésiter à pratiquer une chloration avant membrane qui évitera leur dégradation complète par les micro-organismes (BUISSON H., LEBEAU T., LELIEVRE C. HERREMANS L. – 1998).

4.2. Le polypropylène

Le polypropylène est utilisé pour la fabrication de membranes de microfiltration. Il s'agit d'un matériau élastique qui résiste bien, sur le plan mécanique, aux rétrolavages.

Le caractère hydrophobe de ce matériau le rend assez sensible au colmatage. Il présente une bonne stabilité chimique dans une large gamme de pH mais peut être détruit par le chlore dont l'usage est donc proscrit (BUISSON H., LEBEAU T., LELIEVRE C. HERREMANS L. – 1998).

4.3. Les polysulfones

Les polysulfones sont utilisés pour la fabrication de membranes d'ultrafiltration. Ils peuvent être utilisés tel quel ou servir de support à une couche fine de séparation au sein des membranes composites de nanofiltration ou d'osmose inverse.

Les propriétés mécaniques de ce matériau ainsi que sa résistance chimique sont excellentes (résistance à une large gamme de pH et à une exposition continue au chlore).

En revanche, le caractère hydrophobe des polysulfones les rendent sensible au colmatage par adsorption des molécules organiques (BUISSON H., LEBEAU T., LELIEVRE C. HERREMANS L. – 1998).

5. Les différents systèmes membranaires

Un système membranaire comprend :

- ⇒ Un système de prétraitement ;
- ⇒ Des pompes ;
- ⇒ Un système d'agitation (pour les systèmes à membranes immergées) ;
- ⇒ Un ensemble de module ;
- ⇒ Un poste unitaire chimique de nettoyage ;
- ⇒ Un post-traitement chimique au besoin.

Le prétraitement vise à prévenir le colmatage prématuré des membranes et / ou des canaux d'écoulement tangentiel. Les pompes servent à bâtir la pression transmembraine. Les pompes ou un système d'agitation permettent la circulation de l'eau à traiter dans les modules ou entre les modules. La séparation est assurée dans les modules membranaires. Le post traitement chimique permet d'ajuster, ou de réajuster, la composition chimique de l'eau traitée (source : *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

Suivant la manière dont est appliquée la pression membranaire, deux types de systèmes peuvent être distingués :

- ⇒ Les systèmes de filtration sous pression ;
- ⇒ Les systèmes à membranes immergées.

5.1. Système de filtration membranaire sous pression

Dans le cas d'un système de filtration sous pression, les modules sont installés dans des caissons pressurisés (cf. figure ci-dessous – schéma a). Une pompe additionnelle peut servir à la recirculation du concentrat à l'entrée des modules (cf. figure ci-dessous – schéma b). L'ajustement du débit d'alimentation et l'ajustement d'une vanne, située en aval des modules, permettent de contrôler la pression transmembraine et le taux de récupération global. Le perméat est généralement à une pression proche de la pression atmosphérique.

Les différents types de modules peuvent être mis en œuvre de cette façon. Plusieurs modules peuvent être placés en série dans un même caisson comme dans le cas des modules spiralés où un caisson peut contenir de un à six modules spiralés. Plusieurs caissons peuvent être utilisés en série et / ou en parallèle (source : *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

Figure 9 : Systèmes de filtration membranaires sous pression
 – Schéma a : configuration multi-étagée

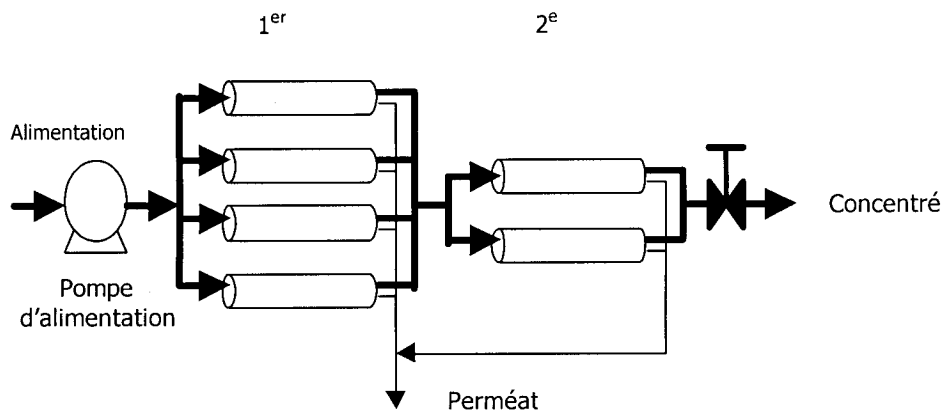
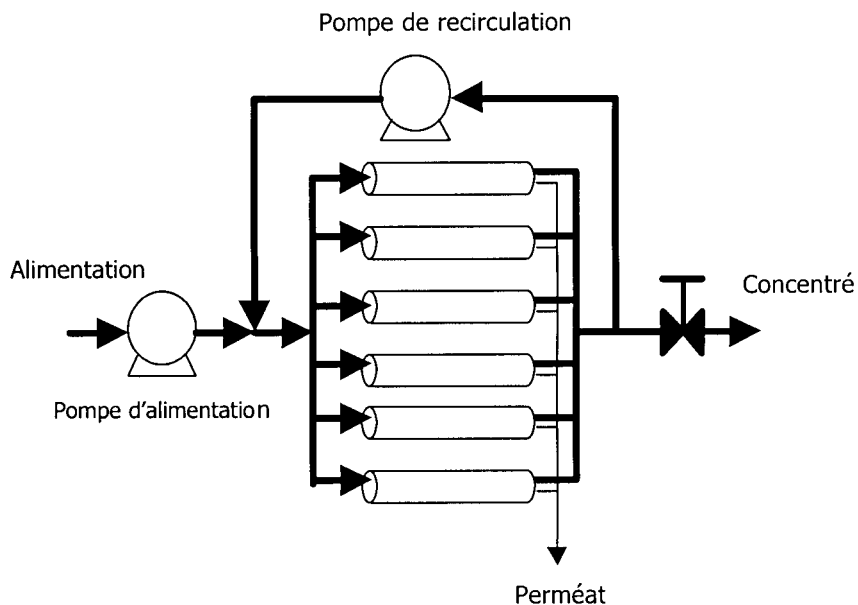


Figure 10 : Systèmes de filtration membranaires sous pression
 – Schéma b : configuration avec recirculation

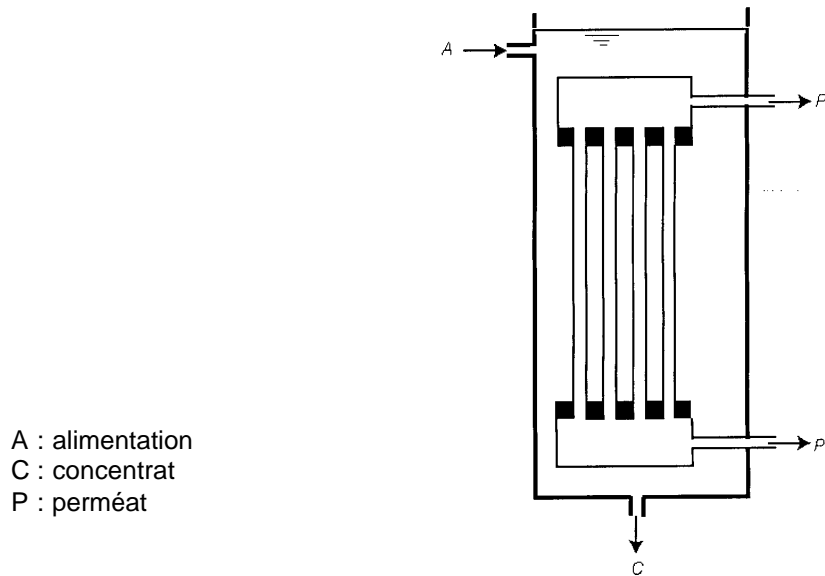


5.2. Système à membranes immergées

Dans un système à membranes immergées, les membranes sont plongées dans un bassin alimenté avec l'eau à traiter (cf. figure ci-dessous). Le côté alimentation est soumis à une pression hydrostatique et un vide partiel est appliqué du côté perméat. L'agitation de l'eau autour des membranes (écoulement tangentiel libre) réduit l'accumulation de particules à la surface des fibres. La vitesse de soutirage du concentrat à même le bassin contrôle le taux de récupération. Dans le domaine de l'eau potable, cette configuration n'existe actuellement qu'avec des membranes à fibre creuses de types UMF (source : *Guide de conception des*

installations de production d'eau potable présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

Figure 11 : Système à membranes immergées

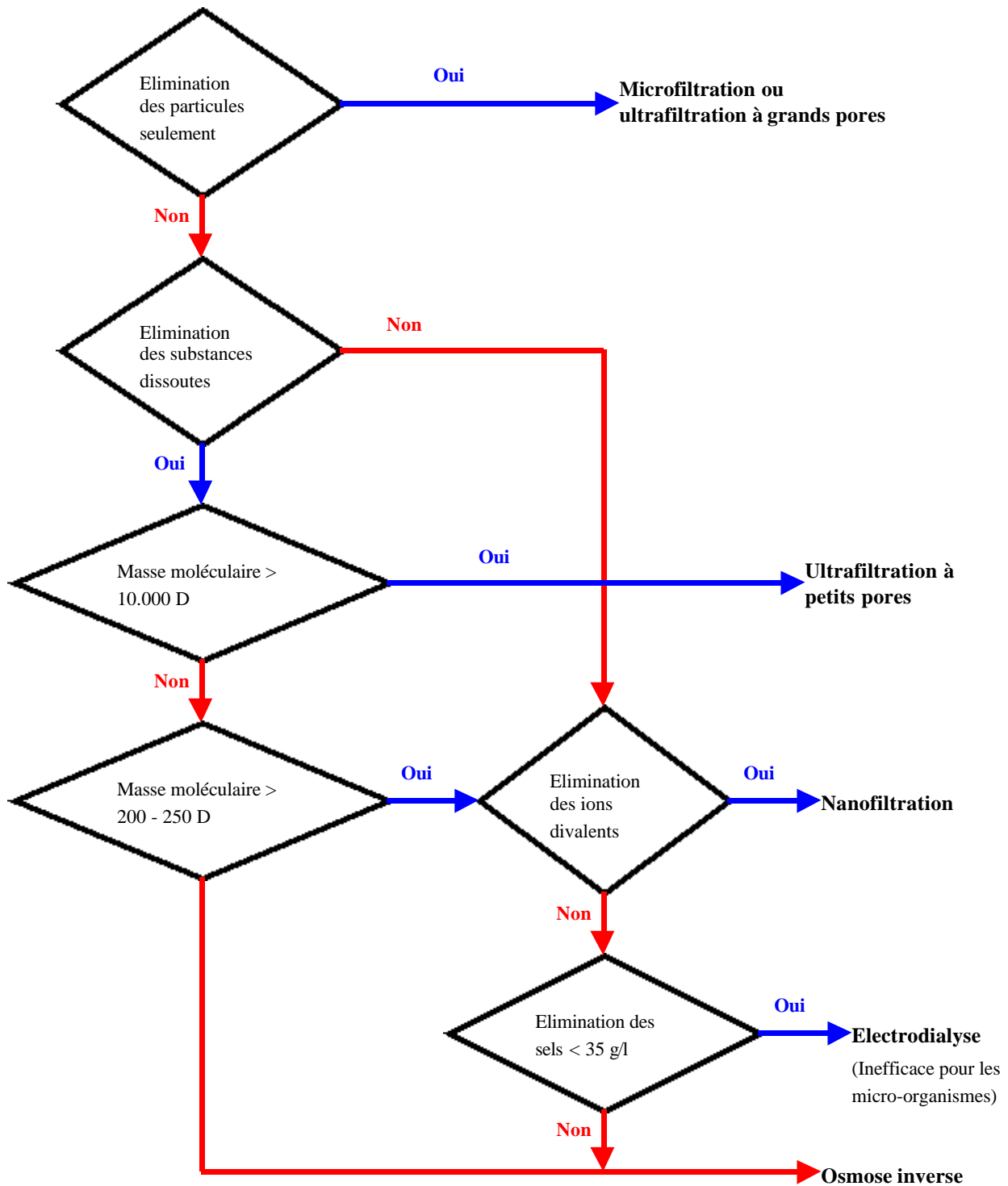


6. Mise en œuvre du procédé, maintenance et entretien

6.1. Sélection du procédé.

La figure simplifiée suivante permet de mieux comprendre comment sélectionner le meilleur procédé à membranes selon des critères de qualité et de traitement donnés (d'après Bergman et Lozier – 1993).

Figure 12 : Sélection du procédé



6.2. Bases de conception et principes d'entretien

La conception d'un système consiste à déterminer les points suivants :

- ⇒ type de membrane ;
- ⇒ type de module ;
- ⇒ mode d'opération ;
- ⇒ nombre d'unités de traitement ;
- ⇒ nombre de modules par unité de traitement et agencement des modules à l'intérieur d'une unité de traitement ;

- ⇒ nombre, type et caractéristiques des pompes ;
- ⇒ conditions d'opération des modules :
 - pressions ;
 - débits ;
 - taux de récupération ;
 - fréquence, débits et conditions des rétrolavages...
- ⇒ type, caractéristiques et conditions d'opération du pré-traitement ;
- ⇒ procédures de lavage des membranes ;
- ⇒ procédure de vérification de l'intégrité des membranes ;
- ⇒ procédure d'hygiène et de sécurité ;
- ⇒ estimation de la consommation d'énergie et de produits chimiques.

Ces paramètres doivent être déterminés par un concepteur professionnel hautement qualifié.

Il doit concevoir le système en fonction :

- ⇒ des caractéristiques de l'eau brute ;
- ⇒ des objectifs de traitement (quantité et qualité) ;
- ⇒ des conditions environnementales ;
- ⇒ des contraintes techniques inhérentes à la technologie des membranes au moment de la conception ;
- ⇒ des ressources techniques et humaines disponibles.

6.2.1. Données générales requises pour la conception

Le tableau ci-après présente les données qui jouent un rôle particulier dans la conception d'un système d'un système membranaire.

Donnée requise pour la conception	Observations
Qualité de l'eau brute	
<ul style="list-style-type: none"> Potentiel colmatant des particules en suspension 	Ce paramètre peut être évalué à l'aide du test de SDI (Silt Density Index = filtration d'une eau à 0,45 µm et mesure de la baisse de vitesse de filtration due au colmatage du filtre). La mesure de la turbidité et / ou les comptes de particules de l'eau brute peuvent aussi être utilisés pour évaluer ce potentiel.
<ul style="list-style-type: none"> Variation de la température de l'eau 	Cette variation affecte directement et significativement la perméabilité des membranes, ainsi que le taux de rétention en nanofiltration et osmose inverse
<ul style="list-style-type: none"> MON – Matière Organique Naturelle 	<p>Elle est présente naturellement dans l'eau brute mais sa quantité et sa réactivité diffèrent selon les sources d'eau considérées (lac, rivière, ruisseau, eau souterraine). Elle est principalement le résultat de la dégradation, totale ou partielle, de la faune et la flore entourant et constituant le système aquatique où l'eau brute est puisée.</p> <p>Les MON jouent un rôle important dans la formation des sous-produits de désinfection (SPD). Par ailleurs, les membranes se distinguent les unes des autres par leur taux de rétention de la MON.</p> <p>La nature de la MON varie d'un cours d'eau à l'autre. Cette constatation implique que la caractérisation chimique de la MON doit être faite pour chaque type d'eau et qu'elle peut difficilement être généralisée.</p> <p>La mesure du carbone organique total (COT) et de l'absorbance UV à 254nm permettent de caractériser la MON. En effet, plus le rapport UV / COT augmente et plus la MON est d'origine hydrophobe et donc plus la masse molaire de la MON est élevée, plus le pouvoir colmatant de la MON augmente et plus la fraction coagulable de MON augmente.</p>
<ul style="list-style-type: none"> Alcalinité 	Ce paramètre est particulièrement important quand il y a coagulation avant filtration sur membrane.
<ul style="list-style-type: none"> Conductivité 	Ce paramètre permet d'estimer la pression osmotique et donc la pression minimale à appliquer : Pression osmotique (kPa) = 0,046 conductivité (µS / cm).
<ul style="list-style-type: none"> Dureté et présence de sel dont la limite de solubilité pourrait être dépassée (membranes de NF et d'OI) 	Les sels les plus courants qui risquent de précipiter sont CaCO ₃ , CaSO ₄ , BaSO ₄ , SrSO ₄ , SiO ₂ . A cela, il faut ajouter les risques de précipitation des sels de fer, de manganèse et de magnésium.
<ul style="list-style-type: none"> Risques d'événements ponctuels de pollution 	Cette situation peut, par exemple, impliquer l'ajout occasionnel de charbon activé en poudre.
Conditions environnementales	
<ul style="list-style-type: none"> Disponibilité de la ressource en terme de quantité 	Une disponibilité réduite de l'eau brute exigera un taux élevé de récupération
<ul style="list-style-type: none"> Conditions dans lesquelles le rejet contrôlé du concentrat dans l'environnement peut être autorisé. 	Cela va conditionner le taux global de récupération ainsi que le choix des produits chimiques à utiliser.
Relation entre les conditions d'opération et le colmatage des membranes	Les conditions d'opération peuvent influencer fortement les risques de colmatage des membranes. Elles doivent donc être établies en fonction de la durée de vie ciblée des membranes. Elles vont également influencer le dimensionnement des ouvrages. Des études pilotes peuvent s'avérer nécessaires afin d'optimiser les conditions d'opération. Les fournisseurs de membranes et de modules peuvent aussi donner des directives / règles à ce sujet.
Ressources humaines et techniques	Du niveau d'automatisation et d'autonomie des systèmes dépendra la spécialisation du personnel.

6.2.2. Règles de conception

⇒ Choix du type de membrane

L'objectif de séparation le plus contraignant devrait permettre de faire un tri au niveau des procédés membranaires.

Si la source de d'eau brute est une eau de surface, la membrane doit être choisie en fonction de son aptitude à enlever les virus et sur le niveau d'abattement du COT.

Si la source d'eau brute est une eau souterraine, la membrane doit être choisie en fonction de l'aptitude à enlever les sels (source : *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

⇒ Choix du type de module

Les critères de choix des modules peuvent porter sur :

- Leur compacité ;
- La taille de leurs canaux d'écoulement tangentiel ;
- Le dispositif qui assure l'étanchéité entre les compartiments d'eau à traiter et de perméat (lié à l'intégrité des systèmes) ;
- Leur plus ou moins grande facilité de montage et de démontage.

N. B. : la taille des canaux d'écoulement tangentiel a un effet sur :

- le niveau de pré-filtration requis pour éviter d'obstruer les canaux d'écoulement tangentiel ;
- l'énergie requise pour maintenir l'écoulement tangentiel ;
- la perte de charge due à l'écoulement tangentiel ;
- la facilité de désinfection et l'accessibilité à la surface de membrane ;
- le volume mort

Les différents types de modules sont comparés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 4 : Caractéristiques des modules (d'après Aptel et Buckley, 1996)

	Module spiralé	Fibre creuse int-ext	Fibre creuse ext-int	Module tubulaire
Compacité	++	+++	+++	-
Facilité de nettoyage chimique	-	-	-	++
Lavage mécanique	-	-	-	+++
Rétrolavage	-	+++	+++	- ^(a)
Perte de charge due à l'écoulement tangentiel	++	+	+++	Variable ^(b)
Pré-filtration requise	-	+	++	+++

+++ : net avantage.

- : net désavantage.

(a) : seules les membranes inorganiques tubulaires, où la couche superficielle est liée chimiquement au support, supportent les rétrolavages.

(b) : de faible (tubes en parallèle dans un module) à fort (grand nombre de modules en série dans un module).

⇒ Choix des conditions d'exploitation

Les conditions d'exploitation sont :

- La gamme de pressions transmembranaires ;

- La gamme des vitesses de perméation ;
- La gamme de taux de récupération par module (taux de récupération d'un module ;
- La gamme de vitesse / débit d'écoulement tangentiel (systèmes sous pression) ou le taux d'agitation (membranes immergées).

Deux cas peuvent se présenter :

- 1^{er} cas : les taux de séparation ne sont pas ou peu dépendants des conditions d'exploitation. Les conditions d'exploitation doivent alors être fixées en fonction du colmatage des membranes.
- 2^e cas : Les taux de séparation sont dépendants des conditions d'exploitation. Les conditions d'exploitation doivent alors être fixées en fonction du colmatage des membranes et en fonction des objectifs de séparation.

Les relations entre les conditions d'exploitation et les taux de rétention sont déterminés expérimentalement. Dans certains cas ces données sont transmises par les fabricants de membranes.

Les conditions d'exploitation ont un impact déterminant sur les vitesses de colmatage des membranes. On peut choisir entre deux options (source : *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002). :

1^{ère} option : opérer dans des conditions plus difficiles (vitesse de perméation et / ou taux de récupération par module plus élevés) et procéder à des lavages plus fréquemment. Cette approche permet *a priori* de réduire la surface de la membrane, et, par conséquent, les coûts de construction, mais entraîne des pressions transmembranaires plus élevées. Ceci augmente les coûts d'opération et peut limiter la durée de vie des membranes.

2^{ème} option : mettre l'accent sur la prévention du colmatage en opérant dans des conditions plus faciles (vitesse de perméation et/ou taux de récupération par module plus faible et/ou rétrolavage plus fréquents). Cette approche permet de réduire la fréquence des lavages, et éventuellement augmente la durée de vie des membranes, mais peut requérir plus de surface de membrane et/ou d'énergie de circulation.

Les ordres de grandeur des vitesses et des pressions d'opération pour les différents types de procédés sont présentés dans le tableau ci-dessous. Ces valeurs sont celles pratiquées actuellement en matière de filtration sur membrane dans le domaine de l'eau potable.

Tableau 5 : Ordres de grandeur des vitesses et des pressions d'opération (valeurs sont celles pratiquées actuellement en matière de filtration sur membrane dans le domaine de l'eau potable)

	Vitesse de perméation (L/h.m ²)	Pression transmembranaire	
		(KPa)	(psi)
Osmose inverse	10 à 15	500 à 7000	70 à 800
Nanofiltration	15 à 35	400 à 1400	60 à 200
Ultrafiltration	20 à 100	100 à 700	15 à 100
Microfiltration	40 à 150	30 à 100	5 à 15

Par ailleurs, les membranes polymériques ont tendance à se compacter avec le temps, ce qui entraîne une baisse de perméabilité. Afin de limiter cette baisse de perméabilité, qu'il ne faut pas confondre avec le colmatage, les fabricants de membranes définissent des

pressions maximales à ne pas dépasser. La pression maximale dépend aussi de la résistance mécanique de la membrane (cas des fibres creuses en particulier).

Les pressions minimales d'opération dépendent de la pression osmotique, qui elle-même dépend de la nature des espèces à séparer et de leur concentration au voisinage de la membrane. Ces considérations permettent de délimiter les gammes d'opération en pression.

⇒ Configuration des unités de traitement (systèmes sous pression)

Un système est généralement divisé en plusieurs unités dont capacité de production ne dépasse pas quelques milliers de m³/d chacune (AWWA, 1999B). Dans la pratique, deux approches sont utilisées pour augmenter le taux global de récupération :

- augmenter le nombre de modules en série
- et/ou faire une boucle de recirculation (cf. figures 9 et 10).

Dans le cas des modules en séries, la concentration augmente, la pression et le débit d'écoulement diminuent d'amont en aval. La perte de charge due à l'écoulement tangentiel limite donc le nombre de modules en série. L'ajout d'une pompe de surpression entre deux étages permet de pallier ce problème.

Lorsqu'il y a recirculation, le débit et la concentration (espèces retenues) sont augmentés à l'entrée des modules. En conséquence, d'un côté l'accumulation de matière à la surface des membranes (augmentation de l'écoulement tangentiel) est réduite, de l'autre côté, il y a augmentation de concentration à l'entrée. Lorsqu'il y a recirculation, la consommation d'énergie de circulation tangentielle est augmentée.

C'est un bilan global des avantages et inconvénients (colmatage, consommation d'énergie, pompe) des deux approches, ou d'une combinaison des approches, qui permettra d'établir la solution la plus avantageuse (source : *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

6.2.3. Types de produits chimiques utilisés

Les produits chimiques qui peuvent être ajoutés en continu sont les suivants :

- Inhibiteur de précipitation (pré-traitement) ;
- Coagulant (pré-traitement) ;
- Acide (pré-traitement) ;
- Alcalin (pré ou post-traitement) ;

Il est possible d'intégrer une étape de pré-désinfection avant filtration sur membranes pour limiter le colmatage biologique des membranes et maintenir l'état sanitaire du système. Le désavantage de cette solution est de risquer d'entraîner la formation d'une quantité excessive de sous-produits de désinfection. Des désinfections périodiques du système sont une alternative qui évite ce problème.

Les solutions qui peuvent être utilisées pour le lavage des membranes contiennent généralement un ou plusieurs des produits suivants :

- Acide (dissolution des sels) ;

- Base (dépôt organique) ;
- Désinfectant ;
- Détergent (dépôt organique) ;
- Enzyme.

N.B. : Il est important de respecter les consignes des fournisseurs d'équipement pour ne pas endommager les membranes de manière irréversible.

6.2.4. Principes de maintenance pour conserver l'intégrité des membranes

L'un des enjeux les plus importants de l'exploitation des systèmes membranaires est de mesurer et maintenir l'intégrité des systèmes afin que leur capacité de séparation des contaminants, établie préalablement, soit conservée.

Les conséquences d'une perte d'intégrité sont graves : passages de micro-organismes pathogènes et diminution significative de la séparation d'autres contaminants.

Deux types de techniques sont distingués suivant qu'elles permettent de vérifier directement ou indirectement l'intégrité des systèmes membranaires (cf. tableaux ci-après).

Les méthodes indirectes sont moins sensibles et moins fiables que les techniques qui permettent une mesure directe de l'intégrité. En revanche, les mesures directes impliquent un arrêt de la filtration et ne donnent, donc, qu'une information ponctuelle sur l'intégrité d'un système membranaire. Au contraire, les mesures indirectes permettent d'assurer un suivi en continu de l'intégrité des systèmes membranaires. Dans tous les cas, l'approche consiste à établir un niveau de référence pour un système intègre et à vérifier ensuite si ce niveau est dépassé suite à un bris d'intégrité.

Tableau 6 : Techniques utilisées pour la vérification de l'intégrité des systèmes membranaires - **Méthodes indirectes** (d'après *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

Techniques utilisés (par ordre croissant de sensibilité et de fiabilité)	Observations
Mesure de la turbidité du perméat	L'effet d'un bris mineur d'intégrité (suffisant pour laisser passer les kystes de protozoaires) n'est pas nécessairement détectable par une variation de turbidité dans le perméat. Cette méthode peut permettre de détecter en continu des bris importants d'intégrité à la condition de mesurer la turbidité avec une grande précision.
Monitoring des particules dans le perméat	La mesure est relative, c'est à dire que la quantité de particules dans le perméat est comparée avec la quantité de particules présentes dans l'alimentation. Ce type d'appareil est moins sensible qu'un compteur de particule, mais plus facile à utiliser et beaucoup moins coûteux.
Comptage des particules dans le perméat	Permet de déterminer le nombre de particules par unité de volume d'eau. Mesure réalisée pour différentes gammes de tailles de particules. Les appareils de mesures requièrent une certaine expertise et beaucoup de soin.
Tests avec des particules/micro-organismes de références	Méthode consistant à ajouter de grandes quantités de particules calibrées ou de micro-organismes dans l'eau à traiter (eaux dopées) et à mesurer leur taux d'enlèvement. Pour des raisons évidentes de sécurité, il n'est pas possible d'utiliser des pathogènes pour tester des systèmes pleine échelle. Les tests avec des micro-organismes sont donc réservés aux essais pilotes. Ce genre de test peut aussi servir à établir les capacités d'enlèvement des pathogènes (log d'enlèvement) des systèmes membranaires.

Tableau 7 : Techniques utilisées pour la vérification de l'intégrité des systèmes membranaires - **Méthodes directes** (d'après *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002).

Techniques utilisés	Observations
Mesure du point de bulle	Cette technique consiste à mesurer la pression minimale d'air (le point de bulle) qu'il faut appliquer pour faire passer de l'air (apparition de bulles) à travers les défauts d'une membrane. Technique simple mais obligeant à démonter les modules et à les tester un par un dans le cas des systèmes sous pression.
Maintien de la pression	S'applique aux systèmes de micro-filtration et d'ultrafiltration du type fibres creuses. L'intérieur des fibres est drainé, puis une pression d'air inférieure au point bulle est appliquée. Dans un module intègre, la pression d'air baisse uniquement à cause de la diffusion de l'air à travers les pores de membrane qui sont remplis d'eau. Lorsque les membranes ou les joints de colle comportent des défauts, la baisse de pression est plus rapide. La vitesse à laquelle la pression diminue sert donc d'indicateur de l'intégrité de la membrane.
Maintien du vide	Utilisé pour vérifier l'intégrité de caissons contenant des modules fibres creuses d'ultrafiltration et de caissons contenant des modules spiralés d'osmose inverse. Cette technique consiste à appliquer un vide partiel du côté perméat et à suivre la vitesse à laquelle le vide diminuera. Comme pour les tests de maintien de la pression, cette vitesse de diminution du vide sert d'indicateur de l'intégrité de la membrane.
Détection acoustique	Cette technique s'applique aux modules à fibres creuse. Les mesures sont effectuées à l'aide d'un hydrophone placé sur chaque module de filtration. En présence d'une ou plusieurs fibres cassées, il y a augmentation du niveau sonore. Cette technique est très performante dans le cas de la filtration frontale en raison du niveau de bruit de fond plus faible (absence de pompe de recirculation). Il est alors possible de détecter une fibre cassée parmi 18.000 fibres. Des mesures sont aussi possible en filtration tangentielle et en rétrolavage. Les performances de la mesure sont, cependant, moindres

6.2.5. Prévention du colmatage

La stratégie générale de prévention du colmatage peut prendre les formes suivantes :

- Pré-filtration ;
- Enlèvement plus poussé des particules et des colloïdes par un autre procédé membranaire ou par un traitement conventionnel ;
- Ajustement de pH (acidification) pour déplacer les équilibres de solutés des sels susceptibles de précipiter (sel de fer, de manganèse, de calcium, de baryum...) ;
- Ajout d'un agent anti-tartre pour empêcher le dépôt de sels à la surface des membranes ;
- Coagulation de la Matière Organique Naturelle. En effet, l'effet colmatant des floccs est, a priori, moins fort que celui des colloïdes ;
- Enlèvement du fer (Fe^{2+}) qui pourrait précipiter.

L'autre stratégie de prévention du colmatage consiste à limiter l'accumulation des agents colmatants à la surface de la membrane. La réduction de la vitesse de filtration (ou vitesse de perméation) réduit les risques de colmatage et amène à opérer les systèmes membranaires à plus faible pression transmembranaire. Cela implique d'augmenter la surface de la membrane utilisée.

L'autre manière de limiter l'accumulation des agents colmatants à la surface de la membrane est d'augmenter le rétrotransport des agents colmatants vers le cœur de l'écoulement.

Le colmatage biologique peut être limité en faisant des désinfections régulières du système. Le choix des solutions désinfectantes est alors limité par la nature du matériau membranaire. Les stratégies de prévention du colmatage peuvent être combinées.

6.2.6. Techniques de nettoyage des membranes

Le nettoyage des membranes a pour but de limiter le colmatage irréversible de perméabilité, et par le fait même, à prolonger la durée de vie des membranes. Les différentes techniques de nettoyage sont :

- Le rinçage ;
- Le rétrolavage à l'eau ou à l'air. Les fréquences des rétrolavages varient de 15 à 60 minutes tandis que leurs durées varient que 30 s à 3 minutes ;
- Le nettoyage mécanique avec une balle de mousse (uniquement pour les modules tubulaires et pour le colmatage dû à la Matière Organique Naturelle des eaux de surface) ;
- Le nettoyage chimique de la membrane (trempage et / ou circulation nettoyante).

Il est important aussi de procéder à des désinfections périodiques des systèmes membranaires (circuits / compartiment d'alimentation et de perméat). Les notices d'emploi détiennent des recommandations précises quant aux produits à utiliser pour désinfecter les membranes sans les détériorer.

6.2.7. Rejets du procédé

Les chaînes de traitement utilisant des membranes produisent différents types de rejets :

- Concentrat ;
- Eaux de rinçage ;
- Eaux de lavage.

Le concentrat est rejeté en continu pendant la production. Le débit et la composition du concentrat sont liés aux taux globaux de récupération et de séparation. Le taux de récupération étant, en général, supérieur ou égal à 75%, le débit de concentrat correspond au maximum à 25% du débit d'alimentation. Les eaux de rinçage et de lavage sont rejetées de manière discontinue.

Lorsque la chaîne de traitement comprend un ou des ajouts de produits chimiques dans l'eau brute (coagulant, oxydant, acide, agent anti-tartre, etc.), les rejets des membranes contiennent en plus des substances présentes dans l'eau brute, les produits injectés pour traiter l'eau.

6.2.8. Apport d'un suivi à long terme

Le suivi à long terme permet de construire un précieux historique des membranes depuis le début de leur utilisation (base de données). Cet historique peut servir à ajuster les conditions d'opération et à prédire la durée de vie des membranes.

6.2.9. Hygiène et sécurité

En dehors des risques inhérents à toute usine de production d'eau potable (emploi de produits chimiques actifs, présence d'équipement électrique...), les usines qui utilisent des membranes de type ultrafiltration, nanofiltration et Osmose inverse fonctionnent à des pressions supérieures à ce qui est normalement observé dans les usines conventionnelles. Le personnel doit être sensibilisé à ce risque.

7. Les différentes chaînes de traitement

Il existe de nombreuses façons d'utiliser des membranes dans la production d'eau potable. Les membranes peuvent constituer le cœur du traitement ou encore servir d'étape d'affinage à un traitement plus conventionnel. Nous présentons dans les tableaux ci-après les chaînes de traitement les plus fréquemment utilisées.

Nota : la classification utilisée dans les tableaux ci-dessous est différente de la classification classique. Elle est décrite ci-dessous (d'après *Guide de conception des installations de production d'eau potable* présent en ligne sur le site Internet d'Environnement Québec <http://www.menv.gouv.qc.ca>, consulté en octobre 2002)

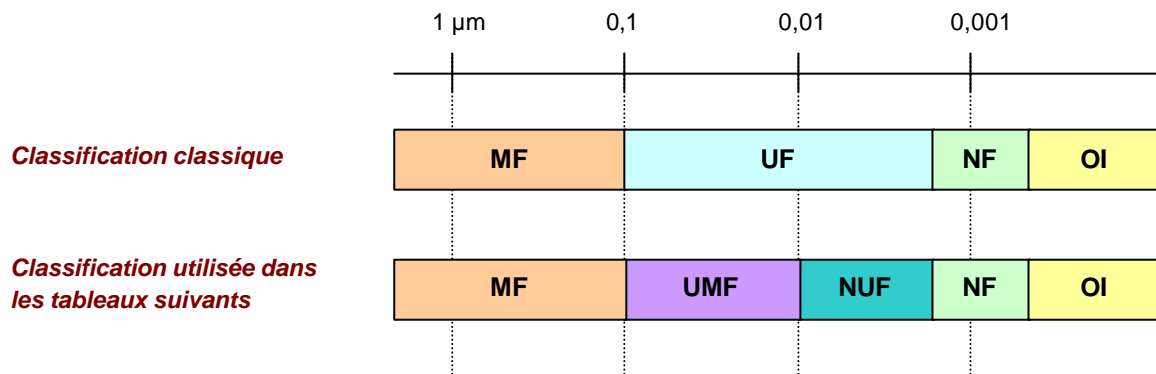


Tableau 8 : Chaînes de traitement avec filtration sur membranes d'UMF.

Chaînes de traitement	Observations
Filtration sur membrane d'UMF + désinfection chimique	Utilisé lorsque le but du traitement est uniquement de réduire la turbidité et de désinfecter l'eau. Les configurations qui sont utilisées actuellement dans cette application (Amérique du Nord et Europe) sont des modules de fibres creuses et les modules tubulaires en mode de filtration tangentielle ou frontale. Des systèmes avec caissons pressurisés et des systèmes à membranes immergées sont également utilisés.
Coagulation/floculation + filtration sur membrane d'UMF + désinfection chimique	Utilisé lorsqu'il faut, en plus de la désinfection et de la réduction de la turbidité, réduire la couleur et enlever une partie de la matière organique naturelle. Actuellement, seuls des systèmes à membranes fibres creuses immergées sont utilisés dans ce type de traitement.
Coagulation/floculation + décantation + filtration sur membrane d'UMF + désinfection chimique	Cette chaîne vise les mêmes objectifs que la chaîne présentée précédemment. Ce sont essentiellement des systèmes à fibres creuses qui sont utilisés dans ce type de traitement.
Oxydation + filtration sur membrane d'UMF + désinfection chimique	Utilisé essentiellement lorsqu'il est nécessaire de réaliser une oxydation du fer et/ou du manganèse, mais le même principe peut-être utilisé pour d'autres contaminants qui peuvent être oxydés/précipités. Le but est de réaliser une oxydation chimique du fer et du manganèse engendrant un précipité qui pourra être intercepté par les membranes d'UMF. Plusieurs types d'oxydants peuvent être utilisés : chlore, ozone, dioxyde de chlore, permanganate, peroxyde d'hydrogène... Nota l'utilisation de chlore est à proscrire si l'eau brute contient des précurseurs de trihalométhanes (THM). En effet, cet oxydant engendrera des THM qui ne seront pas éliminés par les membranes d'UMF. Les membranes creuses et tubulaires peuvent être employées dans ce type de traitement.
Adsorption sur charbon actif en poudre + filtration sur membrane d'UMF + désinfection chimique	S'applique plutôt aux cas où il est nécessaire d'enlever des contaminants réfractaires à la coagulation/floculation mais qui peuvent être enlevés par adsorption (cas des pesticides par exemple). L'ajout de charbon actif en poudre peut être combiné avec la coagulation/floculation. Il peut être occasionnel ou continu. Les membranes creuses et tubulaires peuvent être employées dans ce type de traitement.

Tableau 9 : Chaînes de traitement avec filtration sur membranes de NF (Nano Filtration).

Chaînes de traitement	Observations
Simple filtration sur membrane de NF	<p>Une simple filtration sur membrane de NF peut constituer un traitement complet dans au moins deux cas :</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) désinfection, réduction de la turbidité et enlèvement poussé du COD des eaux de surface colorées ou des eaux de souterraine sous influence d'eau de surface ; 2) traitement des eaux souterraines lorsqu'il est nécessaire de poursuivre un ou plusieurs des buts suivants : <ul style="list-style-type: none"> • réduction de la dureté (adoucissement, enlèvement Ca^{2+} et Mg^{2+} ; • enlèvement direct du fer (Fe^{2+}) et du manganèse (Mn^{2+}) ; • réduction partielle de la salinité et/ou enlèvement partiel d'ions monovalents (Na^+, Cl^-, NO_3^-, F^- ...) • Enlèvement des sulfates (SO_4^- ...) et autres ions bivalents. <p>Dans le premier cas les membranes visent un enlèvement poussé des précurseurs de formation de sous produit de désinfection et une réduction très forte de la demande en désinfectant.</p> <p>Dans le deuxième cas, les membranes visent un enlèvement direct des ions bivalents et/ou d'une partie des ions monovalents.</p> <p>Si on utilise des modules tubulaires, ou d'autres configurations qui ne possèdent de fins canaux d'écoulement tangentiel, la préfiltration n'est pas obligatoire</p>
Filtration sur membrane d'UMF + Filtration sur membrane de NF	<p>La filtration sur membrane d'UMF est utilisée comme pré-traitement à la filtration sur membrane de NF pour réduire la vitesse de colmatage des membranes. Cette combinaison permet :</p> <ul style="list-style-type: none"> • D'enlever la quasi-totalité des particules en suspension avant la filtration sur membrane NF ; • D'augmenter, par conséquent la vitesse de filtration ou d'espacer les lavages de membrane de NF ; • D'ajouter une barrière supplémentaire pour les micro-organismes pathogènes. <p>En revanche, les coûts de construction et de production sont bien plus élevés par rapport à une simple filtration sur membrane de NF.</p>
Combinaison d'un traitement conventionnel avec une filtration sur membrane de NF	<p>On parle ici d'affinage par membrane. Cette chaîne de traitement permet de traiter des eaux de surface très chargées en matière en suspension en Matière Organique Naturelle et en micro-organismes pathogène. Ce traitement, d'un coût très élevé, permet de produire une eau de très bonne qualité à partir d'une eau brute fortement contaminée.</p>

Tableau 10 : Chaînes de traitement avec filtration sur membranes de NUF.

<p>Les membranes de NUF ont en commun de pouvoir retenir les virus et les autres micro-organismes pathogène. Elles permettent aussi de retenir la quasi-totalité des particules à l'origine de la turbidité. Par contre, cette catégorie de membrane couvre une large gamme de taux de séparation de la Matière Organique Naturelle, allant de près de 0 à plus de 70 %. Dans ce tableau, nous distinguons deux types de traitement en fonction de leur capacité à enlever la Matière Organique Naturelle soit :</p> <ul style="list-style-type: none"> • Celles qui ne permettent pas d'enlever une fraction significative de la Matière Organique Naturelle ; • Celles qui permettent d'enlever une fraction significative de la Matière Organique Naturelle. 	
<p>Chaîne de traitement avec membranes de NUF ne permettant pas d'enlever une fraction significative de la Matière Organique Naturelle</p>	<p>Ces chaînes de traitement, qui font appel aux membranes NUF à plus larges pores, sont similaires aux chaînes avec membranes d'UMF. Par contre, si le système membranaire est intègre, une membrane de NUF permet a priori une désinfection complète de l'eau et il ne devrait donc pas être nécessaire de procéder à une désinfection chimique en aval des membranes. Cela ne dispense cependant pas de l'étape de post- désinfection qui a pour but de maintenir une concentration minimale de désinfectant résiduel à l'entrée du réseau de distribution. Il s'agit là de la principale différence avec les membranes d'UMF. Les différentes chaînes de traitement avec les membranes de NUF à large pores sont :</p> <ul style="list-style-type: none"> • Simple filtration sur membrane de NUF • Coagulation/floculation + filtration sur membrane de NUF • Coagulation/floculation + décantation + filtration sur membrane de NUF • Oxydation + filtration sur membrane de NUF • Adsorption sur charbon actif en poudre + filtration sur membrane de NUF
<p>Chaîne de traitement avec membranes de NUF permettant d'enlever une fraction significative de la Matière Organique Naturelle</p>	<p>Ces chaînes de traitement font appel aux membranes de NUF à pores plus fins. Elles sont similaires aux chaînes avec les membranes de NF. En revanche, l'abattement de la Matière Organique Naturelle et des ions bivalents est moins poussé que pour les membranes de NF. Les chaînes de traitement avec les membranes de NUF à pores fins sont :</p> <ul style="list-style-type: none"> • Simple filtration sur membrane de NUF • Combinaison d'un traitement conventionnel avec une filtration sur membrane de NUF

- **Chaînes de traitement avec filtration sur membranes d'OI**

Dans le domaine de l'eau potable, la principale application des membranes d'OI est le traitement des **eaux de mer** (plus de 30.000 mg/l de solides totaux dissous) et des eaux souterraines saumâtres (1.500 à 3.000 mg/l de solides totaux dissous). Par conséquent, elles sont donc utilisées lorsque des taux d'enlèvement très élevés des ions monovalents sont nécessaires.

Les membranes d'Osmose Inverse s'appliquent également à l'enlèvement des contaminants suivants :

- ⇒ les pesticides ;
- ⇒ les radionucléides ;
- ⇒ l'arsenic ;
- ⇒ le bore ;
- ⇒ les nitrates seuls ;
- ⇒ les nitrites-nitrates.

Nota : Etant donné que la plupart des sels sont retenus par les membranes d'Osмосes Inverses, un post-traitement doit obligatoirement être prévu pour atteindre l'équilibre calco-carbonique tout en respectant les limites de pH.

Partie II : Éléments de coûts et études de cas

8. Les techniques utilisées et leurs coûts

8.1. Introduction

⇒ Les coûts : des informations parcellaires

Les fournisseurs de membranes et constructeurs sont plus que récalcitrants à fournir des éléments de coûts tant en investissement qu'en exploitation, particulièrement en ce qui concerne les petites unités. L'effet d'échelle peut faire fluctuer énormément les coûts.

Nous présentons ci-dessous les éléments que nous avons pu récolter auprès des différents constructeurs interrogés. Les études de cas présenteront des coûts de façon plus appliquée.

⇒ Les techniques utilisées en zones rurales

De nombreuses usines d'eau potable font appel aux techniques membranaires dans leur filière de traitement quelque soit la capacité de production de celles-ci.

Nous proposons ci-dessous une liste non exhaustive de quelques unes de ces applications.

7 d'entre elles font l'objet d'une présentation plus détaillée un peu plus loin.

8.2. Techniques utilisées

Tableaux de présentation de quelques installations de membranes sur des collectivités rurales en France (source : Saunier Environnement – Agence de l'eau RMC / OPALIUM / INFILCO)

Tableau 1 : Liste d'unités d'ultrafiltration en France

Commune ou syndicat	Date de mise en service	Population desservie (nombre d'habitants)	Marque des membranes	Capacité	Traitements complémentaires remarques	Coûts d'investissement en Euro H.T. (valeur année de réalisation)
Commune de AMONCOURT (70)	1989 (1 ^{ère} installation mondiale)	320	AQUASOURCE	10 m ³ /h		Prototype
Commune de CHARCENNE (70)	1992	329 + laiterie	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (6 modules)	570 m ³ /j	- Oxydation du fer par pulvérisation - Oxydation du manganèse par KmnO4 en entrée de station	301.000
SIAEP de la GRANDE FONTAINE (70)	1994	927	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (6 modules)	550 m ³ /j	- décantation en entrée de station - injection d'eau de Javel en sortie de station	391.000
Commune de GRANDVELLE ET LE PERRONOT (70)	1995	215	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE de type ULTRASOURCE	5 m ³ /h	- filtre à charbon actif en grains après ultrafiltration - injection d'eau de Javel en sortie de station	114.000
Commune de JUSSEY (70)	1995	1.870	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE	400 m ³ /j	- injection d'eau de Javel en sortie de station	323.000
SIAEP de MAISON ROUGE (70)	1993	2.416 (en complément)	Skid d'ultrafiltration avec membranes KOCH	20 m ³ /h	- injection de dioxyde de chlore en sortie de station	N.D
Commune de ROCHE SUR LINOTTE ET SORANS LES CORDIERS (70)	1997	82	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE de type ULTRASOURCE	5 m ³ /h	- cascade d'aération en entrée de station - filtres à charbon actif en grains avant ultrafiltration - injection d'eau de Javel en sortie de station	176.000
SIE de la SOURCE DE SAINT QUENTIN (70)	1996	678 (en partie)	Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE	15 m ³ /h	- injection de charbon actif en poudre avant ultrafiltration - traitement des eaux sales de rétrolavage par injection de chlorure ferrique et décantation lamellaire	254.000
SIAEP de la SOURCE DES	1993	532	Skid d'ultrafiltration avec membranes KOCH	32 m ³ /h	- injection de dioxyde de chlore en sortie de station	N.D.

DOUINS (70)						
MORZINE (74)	?					
Syndicat du Pays de la Fillière (74)	1994		AQUASOURCE	1 980 m ³ /j	L'unité a été surdimensionnée du fait de la température de l'eau très basse	
Ville de LONS LE SAUNIER (39)			Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (24 modules)	2 000 m ³ /j		
Usine de VIGNEUX-SUR-SEINE			Ultrafiltration (procédé CRISTAL®)			
S.I. des Eaux de la VIADENE (12)						
Usine de IFFERNET (46)	2001	2 300 abonnés	AQUASOURCE	60 m ³ /h	- pompage - membranes - désinfection au chlore	549 000
Commune de VELLEUXON (70)	2002		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (4 modules)	270 m ³ /j	- charbon actif en poudre	
Commune de SEMUR EN AUXOIS (21)	2002		2 Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (18 modules)	3 850 m ³ /j	Prétraitement : filtre à sable + ozonation	
Commune de MORTEAU (25)	2002		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (24 modules)	2 000 m ³ /j	Charbon actif en poudre	
Commune d'ORGELET (39)	2001		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (10 modules)	900 m ³ /j		
Commune de VALOUSON (39)	2001		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (3 modules)	240 m ³ /j		
7 communes (70)	2001		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (8modules)	800 m ³ /j	- prétraitement sur un décanteur lamellaire - membranes - désinfection au bioxyde de chlore	598 300 (dont 433 000 en équipements et 164 600 en génie civil)
Usine de la FOUX (MOUANS SARTOUX 06)	2001		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE	1100 m ³ /j	Charbon actif en poudre	
Commune d'URION (Martinique)	2001		Skid d'ultrafiltration AQUASOURCE (14 modules)	1000 m ³ /j	- Reminéralisation - chloration finale	

Tableau 2 : liste d'unités de microfiltration en milieu rural (liste non exhaustive)

Commune ou syndicat	Date de mise en service	Population desservie (nombre d'habitants)	Marque des membranes	Capacité	Traitements complémentaires	Coûts d'investissement en Euro H.T. (valeur année de réalisation)
SIE de NOROY LE BOURG (70)	1995	1.255	Skid de microfiltration avec membranes MEMCOR (HYDREX)	42 m ³ /h	- filtre à charbon actif en grains après microfiltration - adoucisseur - injection de chlore gazeux en sortie de station - traitement des eaux sales de rétrolavages par floculation, décantation lamellaire - purge des boues dans sacs filtrants	488.000
VAUONCOURT (70)	1997		MEMCOR	15 m ³ /h	?	
SOING (70)	1998		MEMCOR	15 m ³ /h	?	
BERNAY-OUEST (27)	1993	1 650 abonnés	MEMCOR	48 m ³ /h	- préfiltre à 500µm - chloration	
BOUCHEVILLIERS (76)	1995		MEMCOR	225 m ³ /h		
HERICOURT EN CAUX (76)	1998	16 000	MEMCOR	250 m ³ /h		
BOURDAINVILLE (76)	2000	8 000	MEMCOR	100 m ³ /h		
VAUJANY (38)	2000		MEMCOR	250 m ³ /h	- préfiltre - reminéralisation	3 437 000
LILLE HAUBOURDIN (59)	1999		CERESTAR	100 m ³ /h		
LE PORT – LA POSSESSION (LA Réunion)	2001		MEMCOR	1250 m ³ /h		
NORD DE GRANDE TERRE (Guadeloupe)	2002		MEMCOR	140 m ³ /h		

Tableau 3 : liste d'unités de nanofiltration en milieu rural (liste non exhaustive)

Commune ou syndicat	Date de mise en service	Population desservie (nombre d'habitants)	Marque des membranes	Capacité m ³ /h	Traitements complémentaires	Coûts d'investissement en Euro H.T. (valeur année de réalisation)
SIVOM de la Baie (22)	2002		DOW CHEMICAL	130 m ³ /h	- préfiltre - reminéralisation	
Syndicat des eaux du SOIRON (54)	1995					
Ville de JARNY (54)	1995				- clarification - filtration sur sable - adoucissement à la chaux	

Cette technique est utilisée en France depuis 1999 au sein d'une unité de l'usine de traitement des eaux de Méry-sur-Oise dans la région parisienne.

8.3. Coûts d'investissement

INFILCO indique des coûts d'investissements moyens (tout compris) de l'ordre de :

5 335 Euros / m³ installé pour une gamme de capacité de 30 à 3 000 m³/heure

Ces coûts comprennent : l'équipement d'ultrafiltration, le bâtiment ...

Une étude inter-agences menée en 2000 sur les coûts d'investissement des usines d'eau potable a intégré 10 usines mettant en oeuvre des techniques membranaires. Certaines de ces usines font l'objet d'une description plus détaillée dans les études de cas .

Tableau : Usines d'eau potable utilisant les techniques membranaires concernées par l'étude inter-agences (2000)

Maître d'ouvrage	Type de ressource	Type de traitement	Débit nominal après travaux en m ³ /h
SIVOM de la Baie (22)	Eau de surface	Nanofiltration en affinage	130
Commune de Morzine Avoriaz (74)	Eau de surface	Ultrafiltration	150
SI des eaux de la Fillière (74)	Eau de surface	Ultrafiltration	80
Ville de Lons le Saulnier (39)	Eau souterraine	Ultrafiltration	120
Syndicat des Douins (70)	Eau souterraine	Ultrafiltration	32
SI de Maison Rouge (70)	Eau souterraine	ultrafiltration	80
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	Eau souterraine	Microfiltration	42
SI des eaux du Soiron (54)	Eau souterraine	Nanofiltration en traitement des SO ₄	125
Ville de Jarny (54)	Eau souterraine	Nanofiltration en traitement des SO ₄	125
Usine de Vigneux	Eau de surface	Ultrafiltration en affinage	

(Source : Saunier Techna, 2000)

A partir des données collectées dans cette étude, nous présentons ci-dessous les différents coûts d'investissement des usines selon l'origine de l'eau utilisée pour la production d'eau potable.

8.3.1. Origine de l'eau brute : eau de surface

Les coûts d'ensemble des usines neuves (hors pompage eau brute et eau traitée) ayant pour ressource de l'eau de surface sont les suivants :

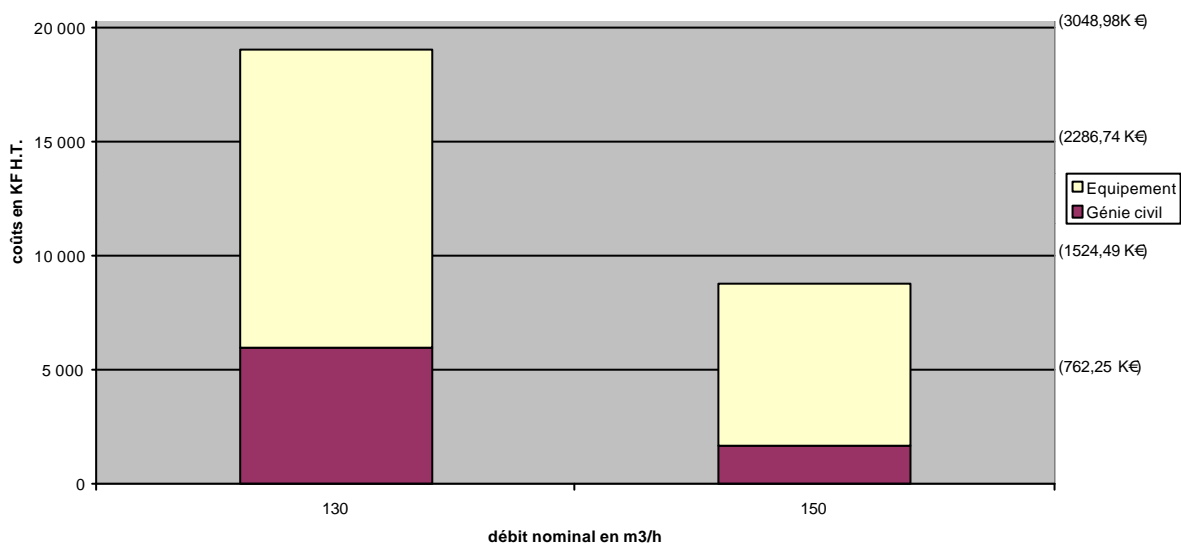
Maître d'ouvrage	Génie civil		Equipement		Total	
	KF H.T. *	K€ H.T. *	KF H.T. *	K€ H.T. *	KF H.T. *	K€ H.T. *
SIVOM de la Baie (22)	5 999	915	13 063	1991	19 062	2906
Commune de Morzine Avoriaz (74)	1 721	262	7 068	1078	8 788	1340

NB : * en valeur de l'année de réalisation

(Source : Saunier Techna, 2000)

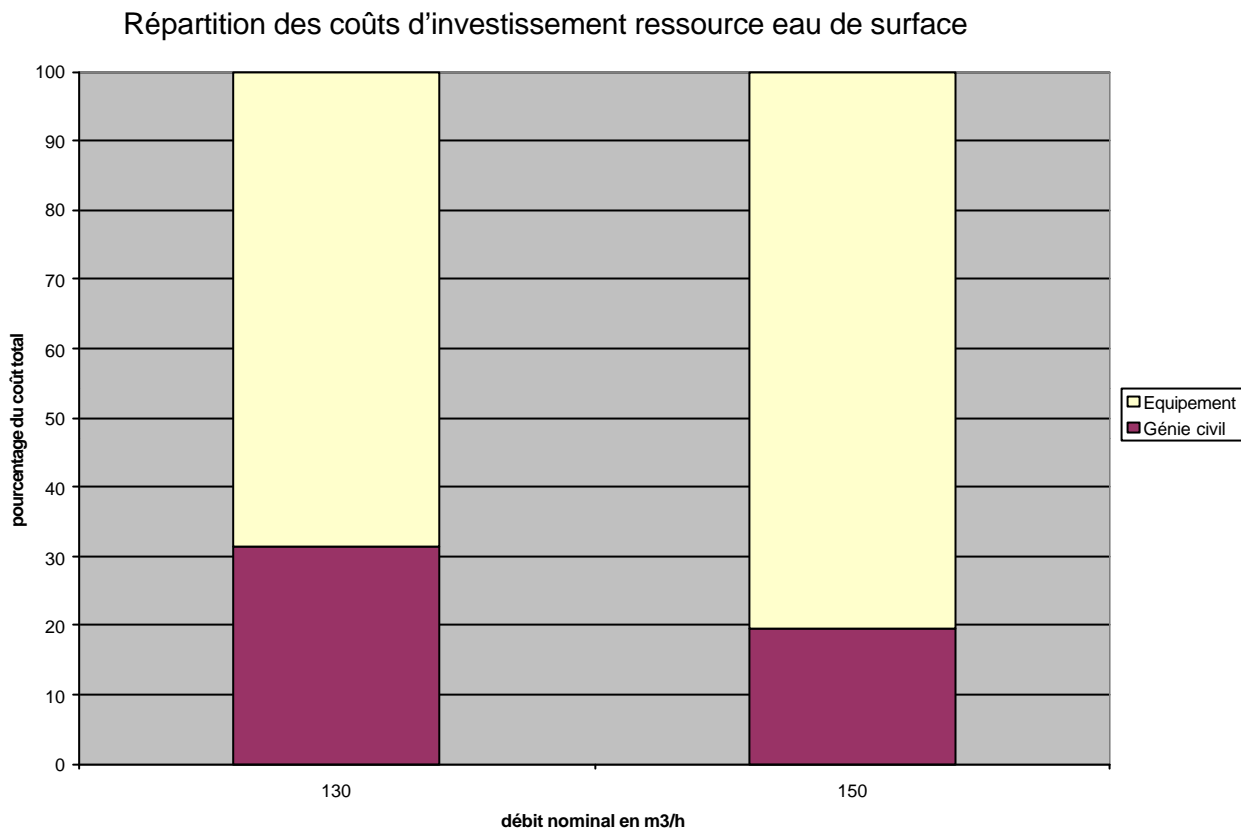
ce qui graphiquement conduit à la répartition suivante des coûts pour ces 2 débits nominaux en K F H.T. (valeur de l'année de réalisation):

Coûts d'investissement (ressource eau de surface)



(Source : Saunier Techna, 2000)

En pourcentage du coût d'investissement total, la part de l'équipement et celle du génie civil sont les suivantes pour ces 2 unités :



(Source : Saunier Techna, 2000)

Pour le SIVOM de la Baie (débit nominal de 130 m³/h), le génie civil représente 31% du coût total alors que sur Avoriaz-Morzine (débit nominal de 150 m³/h), il ne représente que 20%.

Nous ne disposons pas de suffisamment de données pour extrapoler ces valeurs ni les généraliser sur une gamme étendue de débits dans le cas d'une eau brute d'origine superficielle.

8.3.2. Origine de l'eau brute : eau souterraine

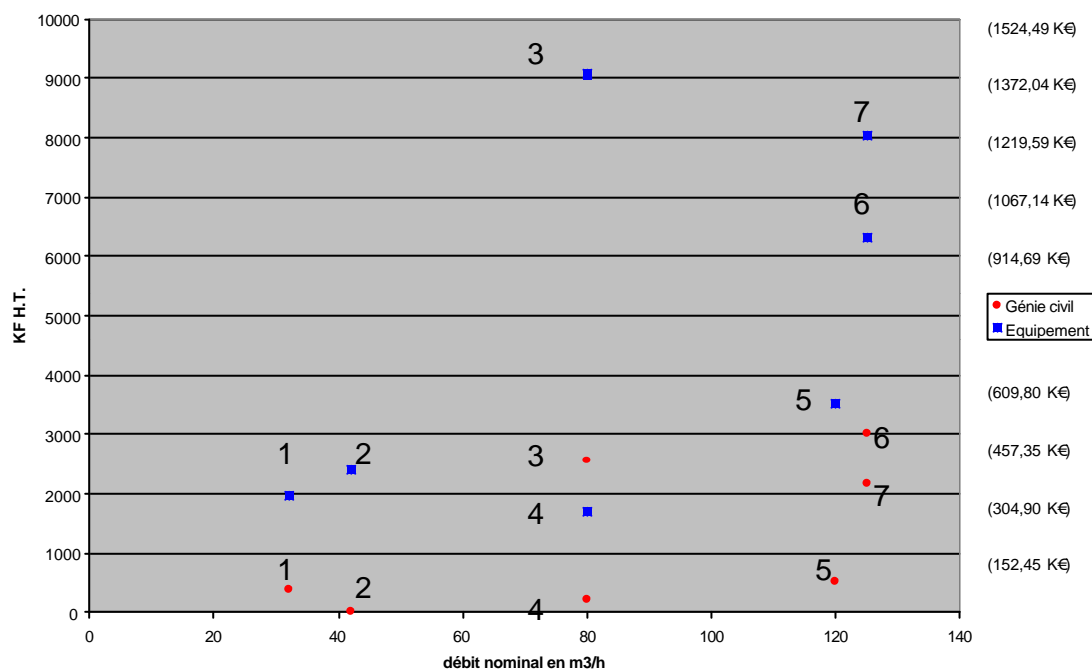
Les coûts d'ensemble des usines neuves (hors pompage eau brute et eau traitée) ayant pour ressource de l'eau souterraine sont les suivants :

Maître d'ouvrage	Génie civil		Equipement		Total	
	KF H.T.*	K€ H.T.*	KF H.T.*	K€ H.T.*	KF H.T.*	K€ H.T.*
SI des eaux de la Fillière (74)	2 559	390,12	9 069	1382,56	11 628	1772,68
Ville de Lons le Saulnier (39)	529	80,65	3 510	535,10	4 039	615,74
Syndicat des Douins (70)	371	56,56	1 982	302,15	2 353	358,71
SI de Maison Rouge (70)	204	31,10	1 703	259,62	1 907	290,72
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	0	0,00	2 402	366,18	2 402	366,18
SI des eaux du Soiron (54)	3 010	458,87	6 309	961,80	9 319	1420,67
Ville de Jarny (54)	2 160	329,29	8 039	1225,54	10 199	1554,83

NB : * en valeur de l'année de réalisation

(Source : Saunier Techna, 2000)

Coûts d'investissement (eau souterraine)



(Source : Saunier Techna, 2000)

Une exploitation de ces données en pourcentage représenté par le génie civil et par l'équipement dans le coût total de l'investissement nous fournit les éléments suivants:

Maître d'ouvrage	Génie civil en %	Equipement en %	Débit nominal après travaux en m ³ /h
Syndicat des Douins (70)	16	84	32
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	0 *	100	42
SI des eaux de la Fillière (74)	22	78	80
SI de Maison Rouge (70)	11	89	80
Ville de Lons le Saulnier (39)	13	87	120
SI des eaux du Soiron (54)	32	68	125
Ville de Jarny (54)	21	79	125

* : aucun génie civil imputé car déjà existant

(Source : Saunier Techna, 2000)

Une exploitation de ces données en fonction du débit nominal de l'installation nous fournit les pourcentages suivants du coût total de l'investissement :

Maître d'ouvrage	Coût total d'investissement		Génie civil		Equipement	
	en KF H.T./m ³ /h	en K€ H.T./m ³ /h	en KF H.T./m ³ /h	en K€ H.T./m ³ /h	en KF H.T./m ³ /h	en K€ H.T./m ³ /h
Syndicat des Douins (70)	73,53	11,21	11,6	1,77	61,9	9,44
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	57,19	8,72	0	0,00	57,19	8,72
SI des eaux de la Fillière (74)	145,35	22,16	32	4,88	113,4	17,29
SI de Maison Rouge (70)	23,84	3,63	2,6	0,39	21,3	3,25
Ville de Lons le Saulnier (39)	33,66	5,13	4,4	0,67	29,3	4,47
SI des eaux du Soiron (54)	74,55	11,37	24,1	3,67	50,5	7,70
Ville de Jarny (54)	81,59	12,44	17,3	2,64	64,3	9,80

(Source : Saunier Techna, 2000)

Il convient néanmoins d'être prudent sur l'utilisation de ces ratios car il ne s'agit que de 7 unités particulières utilisant des techniques membranaires pour traiter de l'eau souterraine.

Toute extrapolation est sujette à caution.

8.3.3. Toutes origines d'eau brute confondues

Quelque soit l'origine de la ressource mise en oeuvre, les coûts de génie civil et d'équipement représentent les pourcentages du coût total d'investissement suivants (les unités sont libellées par ordre croissant de débit nominal):

Maître d'ouvrage	Débit nominal après travaux en m ³ /h	Génie civil en % du coût d'investissement total	Equipement en % du coût d'investissement total
Syndicat des Douins (70)	32	16	84
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	42	0	100
SI des eaux de la Fillière (74)	80	22	78
SI de Maison Rouge (70)	80	11	89
Ville de Lons le Saulnier (39)	120	13	87
SI des eaux du Soiron (54)	125	32	68
Ville de Jarny (54)	125	21	79
SIVOM de la Baie (22)	130	31	69
Commune de Morzine Avoriaz (74)	150	20	80

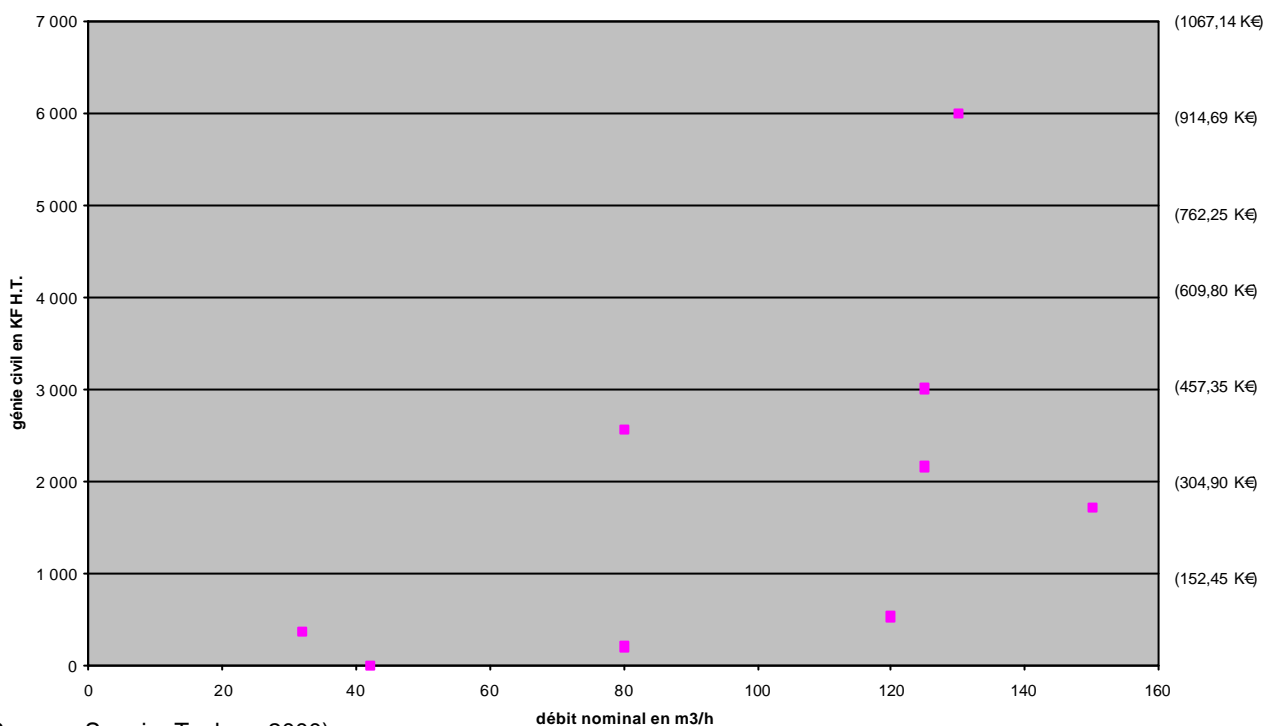
(D'après les valeurs issues de la source : Saunier Techna, 2000)

Dans la gamme de débit 20 à 150 m³/h et sur la base des unités étudiées, on constate que le coût de génie civil représente entre 10 et 30% du coût total d'investissement (le cas de Noroy le Bourg est exclu de cette remarque, les investissements en génie civil étant déjà réalisés avant l'installation de l'unité membranaire), la part la plus lourde de celui-ci revenant à l'équipement (70 à 100%), les plus forts pourcentages pour le génie civil relevant plutôt du fait des unités les plus importantes (toute proportion gardée car nous ne parlons que d'une gamme allant de 30 à 150 m³/h)

Les représentations graphiques ci-dessous de ces coûts montrent bien leur dispersion et la tendance générale de l'évolution des coûts en fonction du débit :

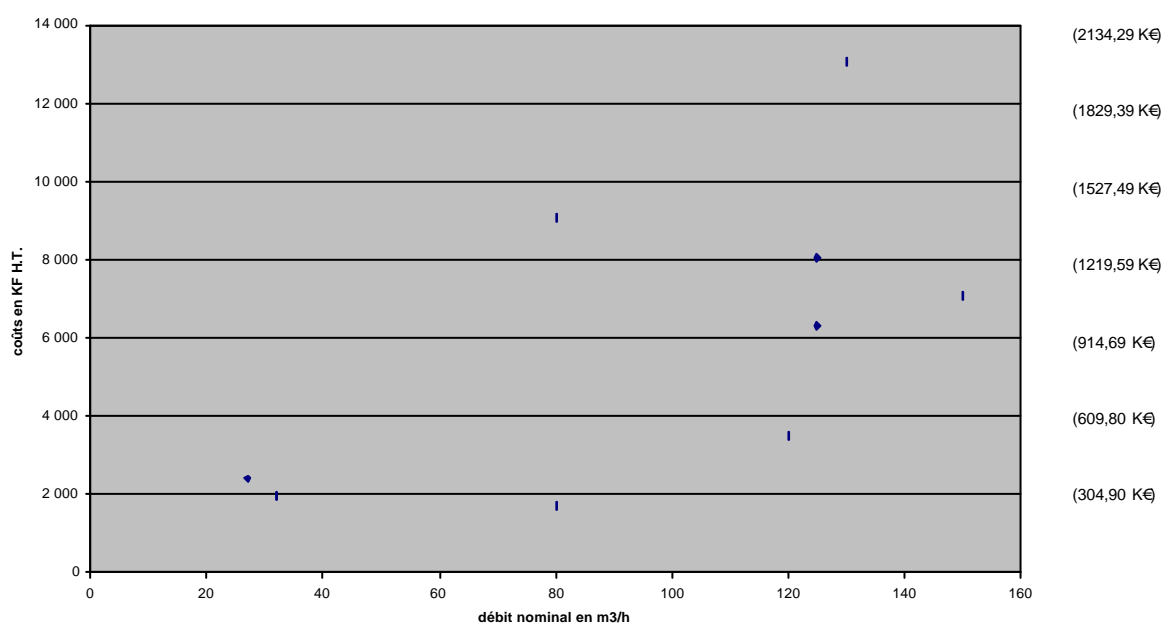
Pour le coût du génie civil en fonction du débit nominal de l'unité:

Coûts du génie civil



Pour ce qui est du coût en équipement en fonction du débit nominal de l'unité:

Coûts de l'équipement



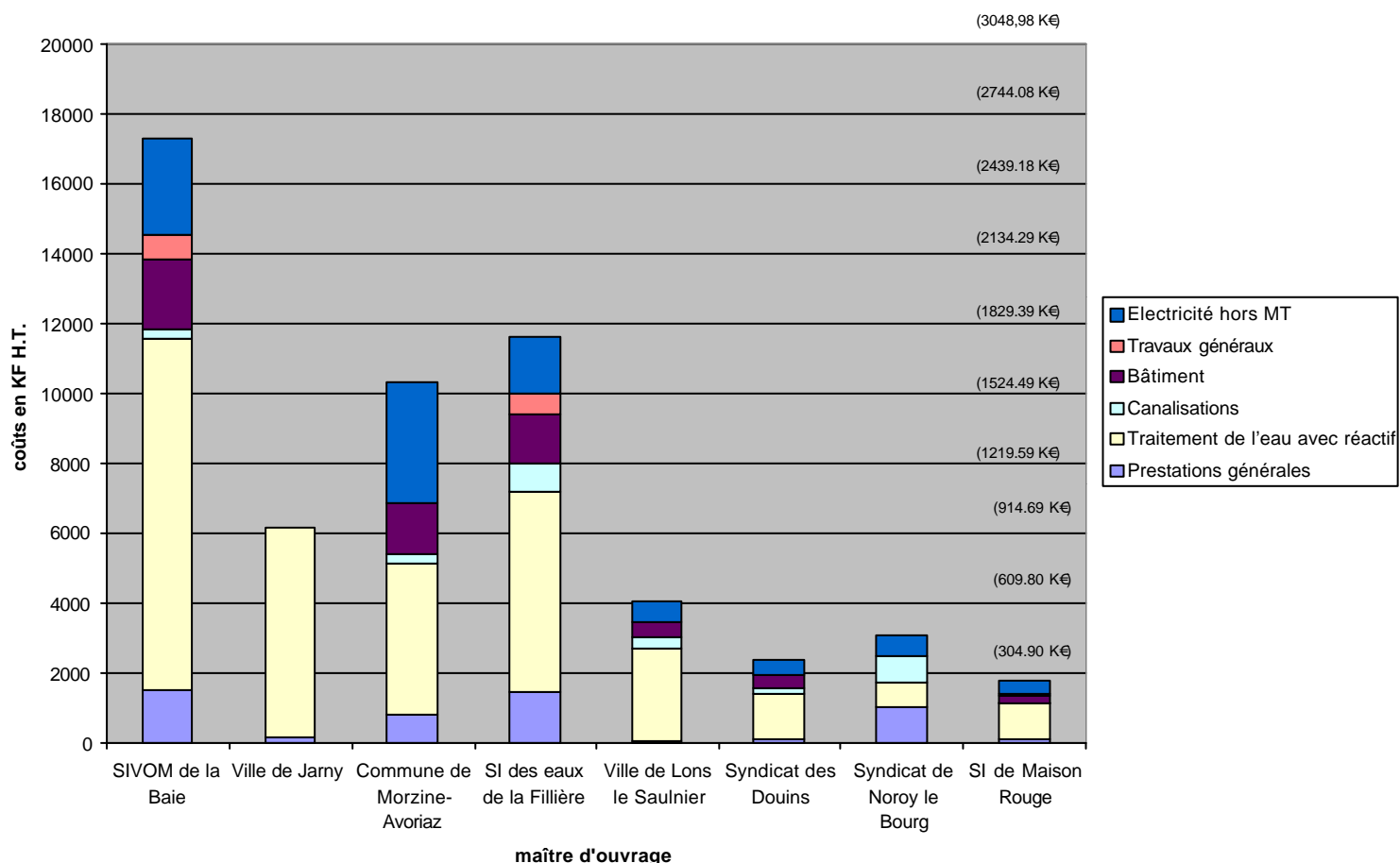
A titre indicatif, nous pouvons détaillé poste par poste les composantes du coût global de chacune de ces usines :

Tableau : détail des coûts d'investissement en KF H.T. d'unité de potabilisation d'eau par techniques membranaires

Maître d'ouvrage	Coût global		Prestations générales		Traitement de l'eau sans réactif		Traitement de l'eau avec réactif		Canalisations		Bâtiment		Travaux généraux		Electricité hors MT	
	KF H.T.	K€H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.	KF H.T.	K€ H.T.
SIVOM de la Baie	19062	2905,98	1530	233,25	10035	1529,8	10035	1529,8	285	43,45	1956	298,19	722	110,07	2745	418,47
Ville de Jarny	10199	1554,83	113	17,23	5577	850,21	6021	917,90	/	/	/	/	/	/	/	/
Commune de Morzine-Avoriaz	8789	1339,87	785	119,67	4324	659,19	4324	659,19	272	41,47	1489	227,00	0	0,00	3431	523,05
SI des eaux de la Fillière	11628	1772,68	1434	218,61	5197	792,28	5750	876,58	805	122,72	1415	215,72	615	93,76	1608	245,14
Ville de Lons le Saulnier	4039	615,74	27	4,12	2660	405,51	2660	405,51	327	49,85	426	64,94	0	0,00	598	91,16
Syndicat des Douins	2353	358,71	103	15,70	1064	162,21	1316	200,62	163	24,85	371	56,56	0	0,00	399	60,83
Syndicat de Noroy le Bourg	2402	366,18	999	152,30	707	107,78	707	107,78	789	120,28	0	0,00	0	0,00	600	91,47
SI de Maison Rouge	1907	290,72	102	15,55	887	135,22	999	152,30	59	8,99	152	23,17	75	11,43	408	62,20

(source : Saunier Techna, 2000)

Répartition des coûts d'investissement

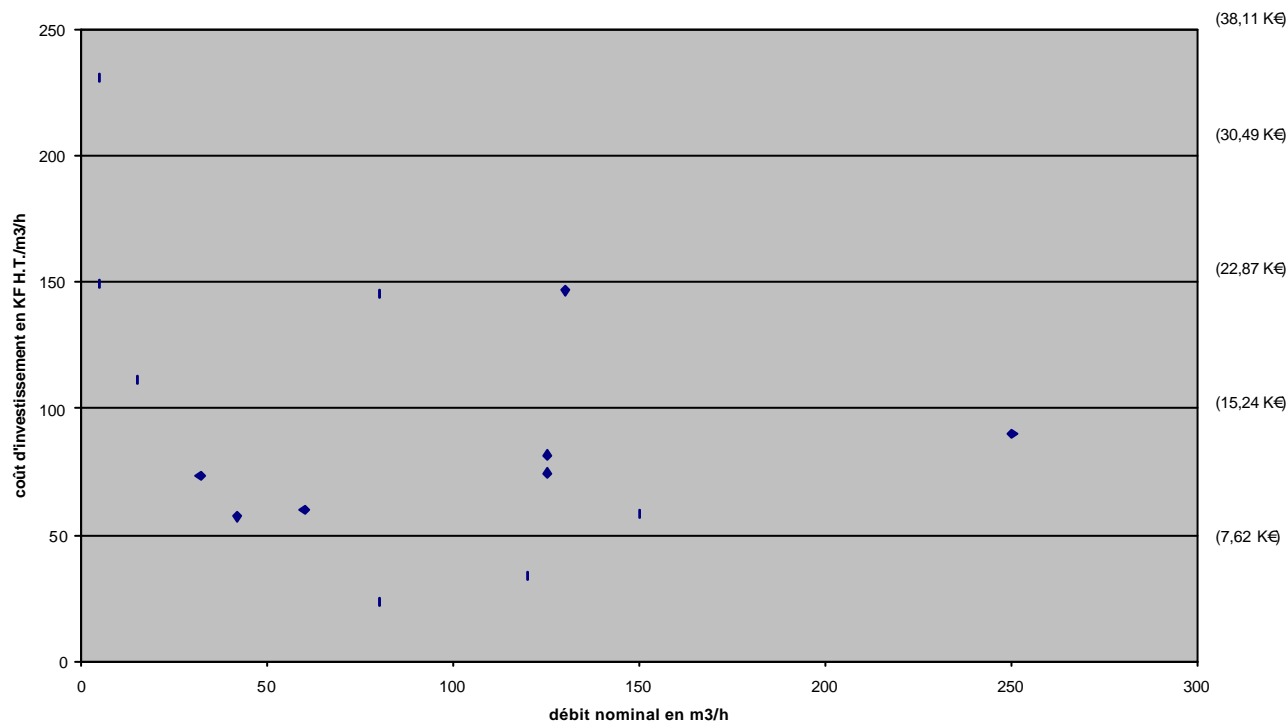


Si l'on cherche à obtenir des ratios de coûts en fonction du débit nominal, ceci conduit aux résultats suivants :

Maître d'ouvrage	Débit nominal après travaux en m ³ /h	Coût total d'investissement		Génie civil		Equipement	
		KF	K€	KF	K€	KF	K€
		H.T./m ³ /h	H.T./m ³ /h	H.T./m ³ /h	H.T./m ³ /h	H.T./m ³ /h	H.T./m ³ /h
Commune de Grandvelle et Perronot (70)	5	149,56	22,80				
Commune de Roche sur linotte et Sorans les Cordiers (70)	5	230,9	35,20				
SIE de la Source de Saint Quentin (70)	15	111,08	16,93				
Syndicat des Douins (70)	32	73,53	11,21	11,6	1,77	61,9	9,44
Syndicat de Noroy de Bourg (70)	42	57,19	8,72	0	0,00	57,2	8,72
Usine d'Iffernet (46)	60	60,02	9,15				
SI des eaux de la Fillière (74)	80	145,35	22,16	32	4,88	113,4	17,29
SI de Maison Rouge (70)	80	23,84	3,63	2,6	0,39	21,3	3,25
Ville de Lons le Saulnier (39)	120	33,66	5,13	4,4	0,67	29,3	4,47
SI des Eaux du Soiron (54)	125	74,55	11,37	24,1	3,67	50,5	7,70
Ville de Jarny (54)	125	81,59	12,44	17,3	2,64	64,3	9,80
SIVOM de la Baie (22)	130	146,6	22,35	46,1	7,03	100,5	15,32
Commune de Morzine Avoriaz (74)	150	58,6	8,93	11,5	1,75	47,1	7,18
Vaujany (38)	250	90,18	13,75				

Ce qui graphiquement peut être représenté par la figure ci-dessous :

Coût d'investissement en fonction du débit nominal de l'unité membranaire



Une fois encore, nous constatons une grande dispersion des valeurs en fonction des particularités de chacun des sites.

Il convient donc d'être prudent sur l'utilisation de ces ratios d'autant plus que nous ne disposons de données que pour 10 unités . Chacune de ces unités est particulière du fait de son implantation, de ses contraintes (géographiques, climatiques, qualité de l'eau, intégration au paysage...).

8.4. Coûts d'exploitation

De façon générale, nous pouvons considérer que la durée de vie des membranes est de 5 à 6 ans et qu'il convient donc de provisionner leur renouvellement sur cette période. Ce coût correspond à environ 3 centimes d'Euros par m³ d'eau produit.

Dans la pratique, cette durée de vie peut varier en fonction de la qualité de l'eau brute à traiter et de l'utilisation qui est faite de la membrane. Cependant, cette durée de 5 reste un ordre de grandeur raisonnable.

Les coûts énergétiques pour le fonctionnement du procédé membranaire représentent en moyenne 1 centime d'Euros par m³ d'eau produit.

A ces coûts s'ajoutent les coûts de réactifs, de main d'oeuvre, des pièces de rechange...

9. Etudes de cas

Nous présentons ci-dessous 7 études de cas d'installations utilisant les techniques membranaires en milieu rural :

- l'usine de Magenta 2 qui utilise la nanofiltration pour un débit de 130 m³/h ;
- l'ultrafiltration couplée au charbon actif sur l'usine de Vigneux sur Seine (55 000 m³/j)
- Cas du Syndicat du Pays de la Fillière (74) : ultrafiltration 80 m³/h
- l'ultrafiltration du syndicat intercommunal des 7 communes(470 m³/jour)
- Cas de IFFERNET (Lot) : ultrafiltration 60 m³/h
- la microfiltration à Vaujany (250 m³/h)
- La microfiltration à Bernay-Ouest (1 000m³/jour)

Cas de l'usine de Magenta 2 (Côtes d'Armor): nanofiltration - 130 m³/h

Contexte

Le SIVOM de la Baie, en Côte d'Armor, regroupe les communes de Tréguieux, Languieux, Plédran, Hillion et Yffiniac soit une population de 27 000 habitants. Le but de ce SIVOM est de produire et distribuer de l'eau potable à la population. La première usine de Magenta a été construite en 1957. Face à la lente et continue dégradation de la qualité de la ressource en eau, le SIVOM de la Baie a décidé de s'engager sur une filière de nanofiltration en 1998. Cette nouvelle usine Magenta 2 a été mise en service au début de l'année 2001 exploitée par la Générale des Eaux.

La population desservie est équivalente à 10 500 abonnés auxquels il convient d'ajouter 4 industriels de l'industrie alimentaire représentant 20% du volume distribué

L'eau brute utilisée pour la production d'eau potable est issue de la rivière de l'Urne caractérisée par une faible minéralité, une forte variabilité de la turbidité (de 25 à 80 NTU) pouvant atteindre des valeurs supérieures à 300 NTU accompagnée de pointes importantes en matières organiques.

Photographie 3 : usine de Magenta 2 – la nanofiltration (source : Générale des eaux)



La filière de traitement

La filière de traitement mise en place en 2002, en remplacement de la précédente, est la suivante:

L'eau brute est pompée puis clarifiée et filtrée sur sable.

Elle subit ensuite un prétraitement qui consiste en :

- Pré-oxydation au bioxyde de chlore
- Coagulation / floculation au polychlorure d'aluminium
- Décantation lamellaire de type Multiflo®
- Filtration

L'affinage, étape suivante du traitement, se décompose en :

- Préfiltration sur cartouche en polypropylène jetable de 5 µm
- Nanofiltration sous 6 à 11 bars dans 2 files indépendantes : un séquestrant est injecté en amont des membranes (de type NF90 de Dow Chemical). Chaque file est composée de 3 étages soit 13 tubes en cascade. Chaque tube renferme 6 modules de membranes spiralées de 1 mètre de long. Chaque module de membrane est composé de 29 feuilles doubles enroulées en spirale qui assurent une surface filtrante efficace d'environ 37 m² soit 2 886 m² par file et 5 772 m² pour l'ensemble de l'unité. Le taux de conversion est de 85%. La surface filtrante totale est de 5 772 m².
- Minéralisation par injection de CO₂ et d'eau de chaux
- Désinfection

Le principe du système à trois étages de l'usine de Magenta 2 est présenté dans le schéma ci-dessous.

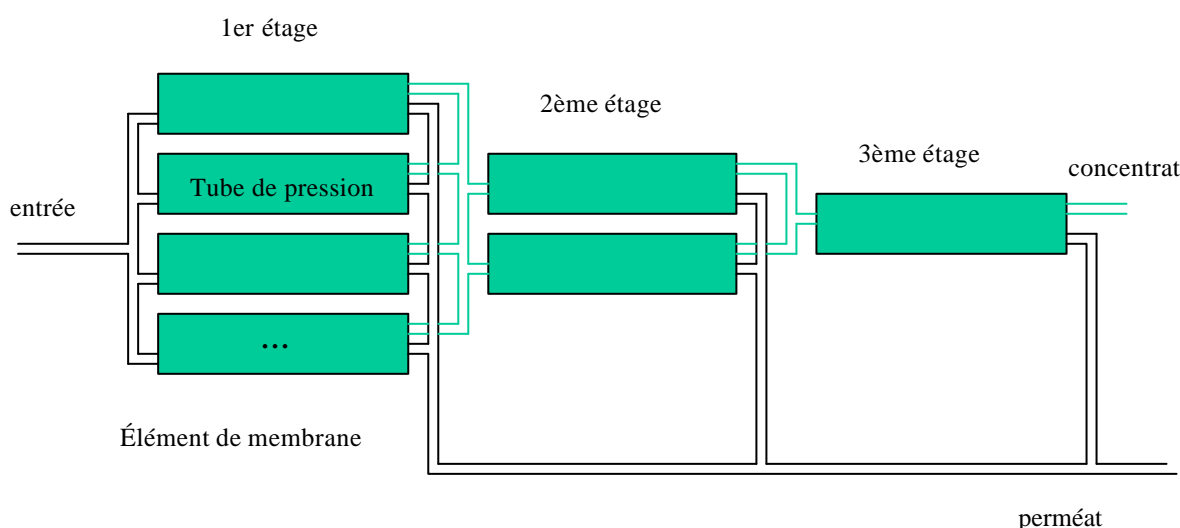


Figure 1 : Principe du système à 3 étages (d'après F. LEFORT et al – 2002)

Les performances

Les premiers résultats obtenus sur cette installation de nanofiltration sont :

- un abattement des nitrates de plus de 65% avec 55 à 65 mg/l en eau brute pour 17 à 22 mg/l dans l'eau traitée ;
- En ce qui concernent les pesticides, des essais pilotes ont permis d'obtenir des taux d'abattement de plus de 95% sur les triazines, plus de 60% sur le Diuron.
- En sortie d'usine, l'eau traitée présente une turbidité de 0.8 NTU

La capacité de production est de 130 m³/h puis passera à 195 m³/h après des investissements supplémentaires. Les travaux de la première tranche ont démarré en novembre 1999 . L'usine Magenta 2 a été inaugurée le 15 décembre 2000.

Coûts

L'usine a coûté environ 21MF T.T.C. financé à 26.3% par le FNDAE, 20% par l'Agence de l'Eau, 20% par le SIVOM, 20% par le Conseil Général des Côtes d'Armor et 13.5% par le SDAEP. Ce procédé entraîne un surcoût d'environ 4 MF par rapport à une installation traditionnelle.

Le détail des coûts est indiqué ci-dessous (source : Saunier Techna, 2000)

Poste	Coût en KF H.T.		Coût en K€ H.T.	
Coût global	19062		2905,98	
Dont : génie civil		5999		914,54
Équipement		13063		1991,44
Prestations générales	1530		233,25	
Dont : génie civil		488		74,40
Équipement		1042		158,85
Traitement de l'eau hors réactif	10035		1529,83	
Dont : génie civil		2757		420,30
Équipement		7278		1109,52
Canalisations (génie civil)	285		43,45	
Bâtiment (génie civil)	1956		298,19	
Travaux généraux	722		110,07	
Dont : génie civil		255		38,87
Équipement		467		71,19
Electricité hors MT (équipement)	2745		2745	

Cas de Vigneux sur Seine : ultrafiltration couplée à une filtration sur charbon – procédé CRISTAL® - 55 000 m³/jour

Contexte

La distribution d'eau potable dans le sud de l'agglomération parisienne est assurée essentiellement par 3 usines situées à Vigneux-sur-Seine, Morsang-sur-Seine et Viry-Châtillon.

L'usine de Vigneux-sur-Seine (Essonne), créée en 1890, alimente les 200000 habitants des communes de Vigneux, Villeneuve-Saint-Georges, Valenton, Bonneuil et Créteil.

La capacité nominale de cette unité de traitement est de 2 300 m³/h (55 000 m³/j).

L'eau brute est l'eau de la Seine, qui comme toute eau de surface est sujette à de fréquentes variations de qualité (turbidité, algues, pesticides...).

Filière de traitement

Jusqu'à sa rénovation, cette unité de production était composée de la filière de traitement suivante :

- une préchloration,
- une clarification,
- une filtration sur CAG.

Des anomalies de qualité de l'eau traitée étaient constatées, liées à la présence occasionnelle de composés halogénés , de micropolluants, de goûts, d'odeurs et de micro-organismes.

Afin d'améliorer et de fiabiliser la qualité de l'eau distribuée, une étape d'ozonation a été ajoutée en fin de traitement en 1994.

Puis, en 1997, l'étape d'affinage par CRISTAL® (Combinaison des Réacteurs Incluant Séparation par membranes Traitement par Adsorption en voie Liquide) a été mise en oeuvre, précédée d'une préfiltration sur 200 µm (cf. schéma 1). Ce procédé est composé d'un couplage traitement au charbon actif en poudre et ultrafiltration tangentielle (cf. schéma 2) . Cette dernière est constituée de 8 blocs de 28 modules Aquasource soit 224 modules au total représentant 1.2 hectares de surface filtrante. Une chloration est mise en oeuvre en fin de filière.

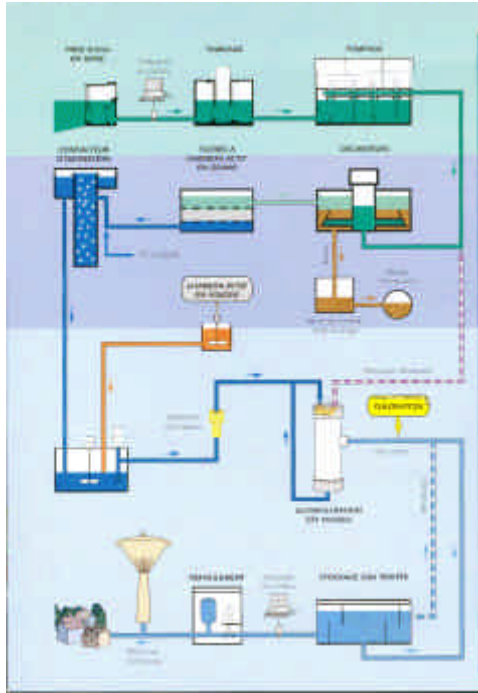


Schéma 1 :
Vigneux-sur-Seine
– Filière de
traitement

Il convient de noter que les propriétés désinfectantes des membranes permettent de diviser par 10 la quantité totale de chlore utilisée sur la station. Une reminéralisation est également opérée en fin de traitement afin de la ramener à l'équilibre.

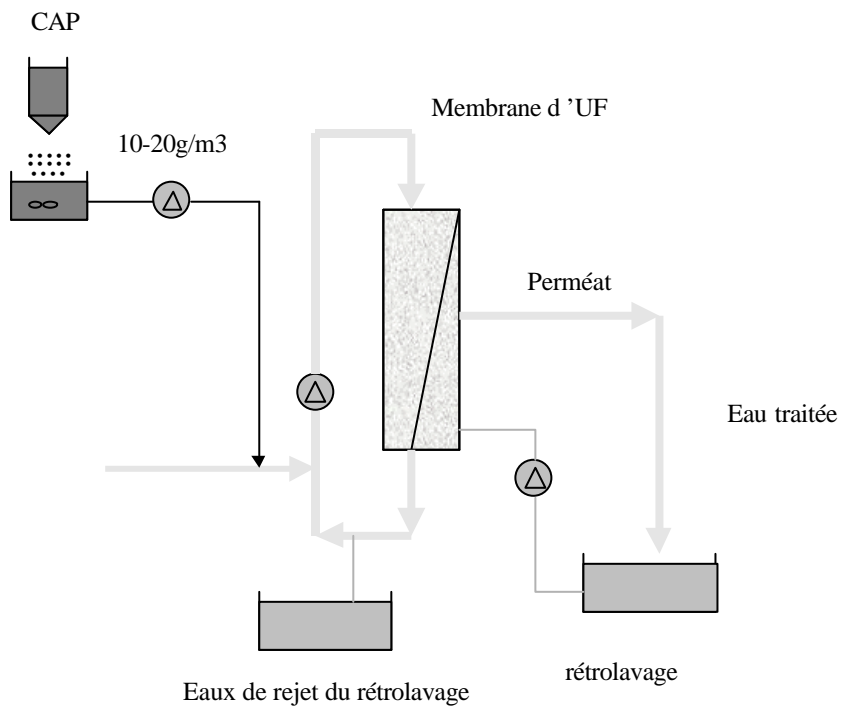


Schéma 1: Principe du procédé CRISTAL® (d'après Cirsee-2000)

Comparé à l'ozonation, CRISTAL® est plus efficace vis-à-vis des composés organiques insaturés, des triazines, des mauvais goûts et des odeurs. En période chaude, l'ozonation n'élimine pas toujours complètement les goûts et les odeurs.

Entretien

Les modules d'ultrafiltration sont dotés d'un rétrolavage qui permet d'éliminer les impuretés retenues. Les membranes sont lavées à contre courant avec de l'eau ultrafiltrée automatiquement toutes les heures d'une durée moyenne d'une minute. Les blocs sont lavés par moitié. Du chlore et un oxydant sont ajoutés aux eaux de rétrolavage. L'eau de rétrolavage est stockée dans une bache spécifique. Tous les 3 mois, un lessivage complet par produits lessiviels des modules est effectué ce qui induit un arrêt du fonctionnement. Un conditionnement est nécessaire à la mise en arrêt d'un bloc pour éviter la dégradation et le développement microbien sur les membranes (injection de bisulfite de sodium après nettoyage lessiviel). La durée de vie des membranes annoncée par le constructeur est de 5 ans.

Performances

Les rendements comparés d'élimination des polluants au cours du traitement de l'eau sur l'usine de Vigneux sont indiqués dans le tableau ci-dessous :

Tableau 1 : élimination cumulée des polluants au cours de la chaîne de traitement

	Décantation	Filtration sur charbon	Ozone	Cristal
PARTICULES				
Particules de l'eau	85	95	-	100
Bactéries	90	99	99.9	100
Virus	90	-	99.9	100
Organismes parasites (protozoaires)	99	-	99.9	100
MATIERES DISSOUTES				
Algue, plancton	99	-	99.9	100
Sels minéraux (sodium, calcium, potassium...)	-	-	-	-
Matières organiques dissoutes	50	60	-	90
Micropolluants organiques (pesticides...)	-	10	40	100
Métabolites d'algues (responsables des goûts et odeurs)	-	10	60	100

(Source : Lyonnaise des Eaux – plaquette Vigneux-sur-Seine)

Le procédé CRISTAL® est actuellement utilisée sur 11 usines d'ultrafiltration avec une capacité totale installée de 200 000m³/jour.

Cas du Syndicat du Pays de la Fillière (74) : ultrafiltration 80 m³/h

Contexte :

Le syndicat du Pays de la Fillière couvre 7 communes de Haute Savoie : Saint Martin, Charvonnex, Groisy, Les Ollières, Avernioz, Evires et Thorens-Glières.

L'usine d'eau potable de Pont Saint Pierre dessert 3 360 abonnés soit 8600 habitants avec un réseau de distribution de 222 km de long. Les volumes d'eau potable consommés annuellement sont de l'ordre de 530 000 m³/an.

3 sources alimentent l'usine. L'eau brute émerge des réseaux karstiques et est très turbide : 2 à 10 NTU en moyenne avec des pointes pouvant atteindre 100 NTU. Elle présente de plus des contaminations bactériologiques. La température de l'eau brute est à prendre en considération puisque l'usine est en zone de montagne, elle s'élève à 6°C en moyenne.

Filière de traitement

Deux chassis de 14 modules d'ultrafiltration Aquasource équipent l'usine de Pont Saint Pierre assurant une production de 80 m³/h. La surface filtrante représente 1 400m² au total protégée par une préfiltration à 200 µm sur filtres rotatifs. Une chloration de sécurité est appliquée en sortie d'usine par un poste d'injection d'eau de Javel.

Le fonctionnement est entièrement automatique, piloté par un automate programmable relié aux capteurs d'enregistrement de divers paramètres (turbidité, pression trans-membranaire...).

Entretien

Le lavage à contre-courant est assuré par 2 pompes de 410 m³/h (38kW / 45 kW). Ce rétrolavage a lieu, selon la turbidité de l'eau brute, à l'issue de 30 minutes à 2 heures de filtration et dure de 30 secondes à 1 minute. Les eaux de régénération sont évacuées dans une bache avant évacuation à la rivière.

Performances

La source alimentant l'usine présente une turbidité moyenne de l'ordre de 20 NTU. L'eau traitée ne dépasse pas 0.3 NTU et ne présente pas de contamination bactériologique.

Coûts

L'investissement a été pris en charge par le Conseil Général de la Haute-Savoie, le FNDAE, l'Agence de l'Eau Rhône-Méditerranée-Corse et le Syndicat du Pays de la Fillière.

Le dimensionnement a été volontairement surestimé afin d'intégrer le génie civil pour une éventuelle extension à 120 m³/h.

Coûts d'investissement

Postes	Coût en Euros H.T.	coût en Euros T.T.C.
Equipement, génie civil, désinfection (1)	1 327 686.54	1 574 636.24
Modules d'ultrafiltration	227 494.03	269 807.92
Télégestion, supervision	110 906.66	131 535.30

NB : les coûts sont indiqués en Euros (conversion des francs valeur juillet 1994)

(1) : un surcoût architecte de France site classé a été intégré

source : agence de l'eau RMC – communication privée – novembre 2002

Détails par poste

poste	Coût en KF H.T.	Coût en K€ H.T.
Coût global hors pompage	11628	1772,68
Dont : génie civil	2559	390,12
équipement	9069	1382,56
Prestations générales	1434	218,61
Dont : génie civil	593	90,40
équipement	841	128,21
Traitement de l'eau hors réactif	5197	792,28
Dont : génie civil	101	15,40
équipement	5096	776,88
Traitement de l'eau avec réactifs	5750	876,58
Dont : génie civil	101	15,40
équipement	5649	861,18
Canalisations	805	122,72
Dont : génie civil	247	37,65
Equipement	558	85,07
Bâtiment (génie civil)	1415	215,72
Travaux généraux	615	93,76
Dont : génie civil	203	30,95
équipement	412	62,81
Electricité (équipement)	1608	245,14

(Source : Saunier Techna, 2000)

Coûts d'exploitation :

La consommation électrique sur les deux lignes représente 382030 KWatts ce qui, au prix de 0.07 Euros le KWh équivaut à 26 742,10 Euros par an. Cette consommation exclue l'éclairage, le chauffage et les divers.

Cas du syndicat intercommunal des 7 communes (70) : ultrafiltration - 470 m³/jour

Contexte

Le syndicat intercommunal des 7 communes regroupe Beveuge, Georfans, Longevelle, Saint-Frejeux, Saint-Sulpice, Villafans et Villers-la-Ville. L'eau brute est d'origine souterraine.

Filière de traitement

L'eau brute subit une première filtration sur un décanteur lamellaire puis est envoyée sur les membranes d'ultrafiltration.

Une faible dose de bioxyde de chlore est ajoutée en fin de traitement pour assurer un résiduel désinfectant.

L'unité d'ultrafiltration est composée de 8 modules de 30cm de diamètre représentant un total de 180 000 membranes.

Le fonctionnement est automatisé (rétrolavage, pression membranaire...).

Coûts

L'usine de Saint-Sulpice a coûté 598 300 Euros H.T. dont environ 433 000 Euros en équipements et 164 600 Euros H.T. en génie civil.

Cas de IFFERNET (Lot) : ultrafiltration 60 m³/h

Contexte

L'usine d'Iffernet alimente à partir de 3 forages profonds (80 à 100m) les 10 communes regroupées au sein du Syndicat des Eaux d'Iffernet ainsi que la zone d'activités du sud de Cahors. Des pointes de turbidité sont régulièrement enregistrées à 35 voire 40 NTU essentiellement en été. Jusqu'en 2001, cette situation conduisait à l'interruption du pompage sur 1 voire 2 forages ce qui entraînait des problèmes de production quantitatives d'eau potable.

Suite à un appel d'offre, une unité d'ultrafiltration Aquasource a été mise en oeuvre sur cette usine assurant un débit de 60m³/h avec possibilité d'extension à 110m³/h.

Filière de traitement

Depuis 2001, l'eau brute est pompée dans les 3 forages existants et envoyée dans une bache de mélange. Elle passe alors sur un skid d'ultrafiltration constitué de 12 modules représentant 64 m² de surface filtrante. Une chloration est effectuée afin d'assurer une dose rémanente de désinfectant dans les réseaux. Le fonctionnement est entièrement automatique, piloté par un automate programmable relié aux capteurs d'enregistrement de divers paramètres (turbidité, pression trans-membranaire, conductimètre...).

Entretien

L'entretien se décompose en 2 étapes principales :

- un rétrolavage automatique lié à la pression transmembranaire qui se déroule toutes les 3 à 4 heures,
- un nettoyage des membranes au détergent opéré une fois par an (d'après l'offre du constructeur)

Les eaux du rétrolavage sont actuellement rejetées dans le ruisseau voisin mais seront à court terme traitées dans une lagune avant rejet.

Performances

L'eau brute souterraine présente des turbidités pouvant atteindre 40 NTU en pointe.

L'eau traitée présente une turbidité inférieure à 0.2 NTU.

Coûts

L'usine d'eau potable d'Iffernet équipée de membranes d'ultrafiltration a nécessité un investissement de l'ordre de 3.6 millions de francs hors taxe (francs de l'année de construction) soit environ 548 800 Euros. Cet investissement correspond à la totalité de l'équipement : membranes, automates, bâtiment, détecteurs...

Les coûts d'exploitation prévus annuels sont de l'ordre de 0.39 centimes de francs (0,06 centimes d'Euros) par m³ tout compris (remplacement des membranes, consommables, énergie...). (renseignements obtenus auprès de la DDAF du Lot)

Cas de Vaujany (Isère) : microfiltration 250 m³/h

Contexte

La commune de Vaujany est située en zone de montagne à environ 25 kms de Grenoble.

4 captages alimentent une usine pouvant desservir une population de 5700 habitants. L'eau brute en provenance de 2 captages (Couard et Montfrais) ainsi que d'une galerie en provenance du barrage EDF de Grand Maison présentent des pointes de turbidité importantes : jusqu'à 20 NTU voire 100 NTU. De plus, l'eau est trop faiblement minéralisée.

Le débit journalier nominal est de 4 500 m³/jour.

Filière de traitement

L'eau après pompage subit une préfiltration dont le but est de protéger l'installation de microfiltration. L'eau est ensuite envoyée sur les skids portant les membranes.

Une reminéralisation est effectuée avec du chlorure de calcium, du carbonate de soude et du bicarbonate de soude.

La désinfection est assurée par du bioxyde de chlore.

L'usine est entièrement automatisée et son fonctionnement est suivi par télégestion.

L'usine fonctionne depuis juillet 2000.

Entretien

Les membranes sont régulièrement nettoyées par rétrolavage en utilisant de l'eau brute et de l'air issu de compresseurs sécheurs.

Elles subissent mensuellement un lavage à base de soude préparé automatiquement.

Les solutions de nettoyage en place sont acheminées vers une station d'épuration (19m³/an)

Coûts

L'usine a dû être faite l'objet d'une intégration poussée dans le paysage.

Le coût total est d'environ 3 437 300 Euros T.T.C. (22 547 000 F T.T.C valeur 2000)
dont 2 121 000 Euros T.T.C. (soit 13 913 150 F T.T.C.) pour le traitement des eaux brutes.

Cas de Bernay-Ouest (27) : microfiltration 1 000m³/jour

Contexte

Le Syndicat d'Alimentation en Eau potable de la région de Bernay-Ouest pompe son eau brute dans une résurgence d'un aquifère karstique et alimente 1 650 abonnés. Cette eau brute peut être très turbide, riche en germes microbiens ainsi qu'en fer, aluminium et matières organiques. Dans l'attente d'une solution définitive, une unité de microfiltration a été mise en oeuvre sur le site d'un débit de 1 000m³/jour mais a été arrêtée en 1996.

Filière de traitement

42 modules en parallèle représentant une surface de filtration de 420 m², protégée par une préfiltration à 500µm. Les membranes utilisées, d'un diamètre moyen de pore de 0.2µm, sont en polypropylène. L'eau filtrée est chlorée en sortie de station.

Les résultats présentés ci-dessous correspondent à un fonctionnement entre octobre 1993 et février 1994.

Entretien

Un décolmatage automatique (1 à 4 par heure) est assuré par injection d'air sous pression (6 bars) dans le canal central de la fibre et de l'eau filtrée à contre courant.

Pour une turbidité de l'eau brute égale à 5 NTU, la fréquence des décolmatages était de 1 toutes les 30 minutes. Son augmentation à 20 NTU a induit une accélération, automatiquement ajustée afin de maintenir le débit de production de 55 m³/h, à un toutes les 15 minutes. La pression membranaire est passée dans le même temps de 0.7 à 1.1 bar.

Les eaux de décolmatage sont ensuite envoyées vers une cuve appropriée qui se vide gravitairement vers l'extérieur.

Un nettoyage chimique est effectué une fois par mois, sauf en cas de turbidités exceptionnelles où cette fréquence est augmentée, à l'aide de réactifs (soude, acide si besoin est). Ce nettoyage est nécessaire lorsque la pression transmembranaire augmente.

Performances

A partir d'une eau brute de turbidité pouvant atteindre 70 NTU, voire 704 NTU en pointe, l'eau traitée est toujours restée inférieure ou égale à 0.3 NTU.

Le taux d'élimination du fer et le manganèse est de 100% ; de même pour les germes indicateurs de contamination fécale. L'abattement du COT est compris entre 16 et 76%.

Coûts

La durée de vie des membranes théorique est de 5 ans. Le coût de leur remplacement est de 0.21F/m³ d'eau produit (francs année 1994) soit 3,20 centimes d'Euros.

La consommation énergétique sur la période d'étude a été de 0.2kWh par m³.

Le nettoyage chimique des membranes sur cette même période équivaut à un coût supplémentaire de 0.01F/m³ (0,15 centimes d'Euros)

Nous n'avons pas d'élément en ce qui concernent les coûts de main d'oeuvre, renouvellement des équipements électromécaniques ...

GLOSSAIRE

B.E.T. : Méthode de Brunbauer, Emmet et Teller prenant en compte un mécanisme de fixation par adsorption en multicouche.

CMA : Concentration Maximale Admissible pour une substance donnée. Elle est fixée par la réglementation.

COLMATAGE : Résultat d'un phénomène physique, chimique ou biologique qui obstrue les pores d'une membrane à la surface et/ou dans son épaisseur et qui se traduit par une diminution des flux transmembranaires.

CONCENTRAT : Fluide enrichi en substances arrêtées par la membrane.

D : Symbole du DALTON : Unité de masse des molécules ; 1 dalton = $1/NA$, NA étant le nombre d'Avogadro, 1 dalton = $1,660 \cdot 10^{-24}$ g.

DARCY : Coefficient de perméabilité défini, en microfiltration, comme étant la perméabilité d'un cube de 1 cm de côté traversé par un débit de $1 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ sous une différence de pression de 1 atmosphère (1,013 bar) entre deux faces opposées, la viscosité du fluide étant de 1 centipoise (10^{-3} pascal.seconde).

DEBIT : Volume de fluide s'écoulant par unité de temps.

DEBIT INSTANTANE : Débit à l'instant d'une membrane. Généralement il varie en fonction du temps.

DECOLMATAGE : Action physique, chimique ou biologique exercée sur une membrane colmatée afin de lui restituer tout ou partie de sa perméabilité initiale réduite par le colmatage.

DEPOT : Terme général désignant l'ensemble des matières qui s'accumulent dans une installation de séparation par membranes.

Eaux de Process : Eaux utilisées dans les installations industrielles pour le fonctionnement d'un procédé ou la fabrication d'un produit.

FIBRE CREUSE : Membrane en forme de tube de petit diamètre (plus petit que 3 millimètres) rectiligne ou en épingle, de quelques cm à 1 m de longueur et dont l'épaisseur est de l'ordre de 100 à 200 micromètres, utilisée en osmose inverse, ultrafiltration, microfiltration, dialyse.

FILTRATION FRONTALE : Terme employé lorsque tout le fluide doit traverser la membrane.

FILTRATION TANGENTIELLE : Terme utilisé en microfiltration ou ultrafiltration lorsque l'eau à traiter circule parallèlement à la surface de la membrane, une partie la traversant (perméat ou filtrat). La vitesse de balayage peut atteindre plusieurs mètres par seconde.

FOULING : Phénomène d'encrassement d'une membrane par accumulation de molécules et de particules à sa surface et/ou à l'intérieur des pores, et modifiant ses performances. (Ce mot anglais de plus en plus employé en France se traduit par colmatage).

FRONTAL : Voir filtration frontale.

INDICE DE COLMATAGE : Grandeur caractéristique de l'aptitude d'un fluide à colmater une membrane dans des conditions opératoires définies. Plusieurs relations sont utilisées pour calculer l'indice de colmatage suivant l'usage que l'on veut en faire. Elles expriment, toutes, la réduction du flux de filtrat après passage d'un volume donné du fluide au travers de la membrane. Symbole : α .

MEMBRANE : Structure matérielle mince permettant l'arrêt ou le passage sélectif, sous l'action d'une force motrice de transfert de substances entre les volumes qu'elle sépare.

MICROFILTRATION : Opération de séparation liquide-particules sur membrane, mise en oeuvre à basse pression dans laquelle les particules retenues ont des dimensions comprises entre 0,1 et 10 micromètres.

MODULE : Montage comportant une ou plusieurs membranes d'un type déterminé ou de plusieurs types, des cadres séparateurs ou des plaques ou des drains intercalaires, ainsi que des tuyauteries nécessaires pour assurer l'écoulement des fluides. Il ne comporte pas les accessoires et périphériques tels que les organes de mesure, de pressurisation, de contrôle, etc., mais comporte les adductions de fluides.

NANOFILTRATION : Opération de séparation par membrane mise en oeuvre à moyenne pression dans laquelle la taille des molécules retenues est de l'ordre du nanomètre.

NETTOYAGE : Opération qui a pour but de restituer à la membrane la densité du flux initial.

NETTOYAGE CHIMIQUE : Nettoyage effectué par des composés chimiques. Il est prudent de suivre les prescriptions du fabricant.

NETTOYAGE PAR CONTRE-PRESSION : Dans les procédés membranaires, mode de nettoyage obtenu en fermant le circuit du perméat tout en maintenant le régime normal dans le circuit du rétentat. Le perméat sous pression réalise un nettoyage par contre-pression sur la partie colmatée de la membrane.

PERMEATION : Ecoulement d'un fluide au travers d'une membrane (dans le contexte anglais « permeation » est défini comme l'écoulement d'une substance au travers d'une membrane sous un gradient de concentration donné) par extension, le débit de perméation constitue le paramètre technique d'une installation de séparation par membrane désignant le volume ou la masse de liquide traversant la membrane par unité de temps.

PERTE DE CHARGE : Résistance que le système offre à l'écoulement d'un fluide et qui se traduit par une chute de pression entre la face amont et la face aval de la membrane, ou entre l'entrée et la sortie du module.

POROSITE : Rapport entre le volume total des pores et le volume total apparent du même échantillon de membrane Symbole : ϵ .

POTENTIEL ZETA : Défini pour un colloïde donné qui se caractérise par deux potentiels : le potentiel électrique à la surface du colloïde ou potentiel thermodynamique et le potentiel zéta à la surface du plan de cisaillement ou potentiel électrocinétique. Il correspond au potentiel situé entre la couche d'ions adhérents au colloïde et la couche dite diffuse. Il se mesure par électrophorèse.

SEUIL DE COUPURE : Masse de la plus petite molécule ou du plus petit ion arrête par une membrane d'ultrafiltration, de nanofiltration ou d'osmose inverse dans des conditions normalisées.

SKID : Dans le sens « monté sur skid » pour un ensemble donné ; support constitué d'un cadre éventuellement sur patins, sur lequel repose le montage d'une installation. Permet de disposer d'un système immédiatement amovible et transportable sans démontage.

SURFACE SPECIFIQUE : Surface active d'un matériau par unité de masse ou de volume apparent de ce matériau. Elle est déterminée par la mesure de la quantité de substance absorbée (Méthode de BRUNAUER, EMMETT ET TELLER).

TAUX DE CONVERSION : Le taux de conversion est utilisé en osmose inverse pour désigner le pourcentage de débit de perméat au débit de liquide à traiter Symbole : $TC \% = 100.Q_p/Q_F$.

UL pour **UNITE LOGARITHMIQUE** : Correspond à l'unité d'une puissance de 10. Un écart d'une unité logarithmique équivaut à une différence d'un facteur 10.

ULTRAFILTRATION : Opération de séparation par membrane, mise en oeuvre à basse pression, consistant à faire circuler un liquide tangentiellement à une membrane retenant des molécules de masse moléculaire supérieure à 500 Dalton.

VITESSE TANGENTIELLE : Vitesse moyenne d'écoulement du fluide parallèlement à la membrane.

WAC : Nom commercial d'un flocculant constitué de polymères d'aluminium de formule générale $Al_n(OH)_n(Cl)_q(SO_4)_r$. Son utilisation conduit souvent à un taux de traitement inférieur à celui du sulfate d'aluminium exprimé en Al^{3+} .

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ACKER, C., COLVIN, C. K., MARINAS, B. J., LOZIER, J.C. (2001) *Assessing the integrity of reverse osmosis spiral-wound membrane elements with biological and non-biological surrogate indicators*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

ADAM, S. S., JACANGELO, J. G., LAÏNÉ, J.-M. (1995) *Low-pressure membranes : assessing integrity*, *Journal of American Water Works Association*, 87:3:62-75.

Agence de l'eau Seine-Normandie. (1999) *Intégrité des membranes d'ultrafiltration par mesure acoustique*, résumé d'étude no 99AEP13, référence documentation B19903. [www.61.com/fiches/aep/99aep13 .htm](http://www.61.com/fiches/aep/99aep13.htm).

ALLGEIER, S. (2001) *Overview of regulatory issues facing microfiltration and ultrafiltration*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA). (1999A) *Water quality and treatment*, 5^e édition, McGraw-Hill, New York, NY.

ANSELME C., MANDRA V., BAUDIN I., JACANGELO J. G, MALLEVIALLE J. (1993), *Removal of total organic matters and micropolluants by membrane processes in drinking-water treatment*, in *Water Supply*, N° 3/4, Berlin, 249-258

ANSELME et JACOB. (1996) Chapitre sur l'ultrafiltration du livre *Water Treatment Membrane Processes*, AWWA-Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, édité par McGraw-Hill, New York, NY.

APTTEL, P., BUCKLEY, C. A. (1996) *Categories of membrane operations*, chapitre 2 du livre *Water Treatment Membrane Processes*, AWWA-Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, McGraw-Hill, New York, NY.

DECAUX A., 2002 : *Intégration des membranes dans la production d'eau potable* (consulté sur le site : <http://www.u-picardie.fr/~beaucham/duer/decaux/decaux.htm> en octobre 2002)

AWWA (1999) ; *Reverse Osmosis and Nanofiltration* ; in AWWA Manual M46; Edité par AWWA, Denver, CO.

BEN AIM R., LIU M. G., VIGNESWARAN S. (1993), *Recent Development of membrane processes for water and waste water treatment*, in *Water Science Technology*, Vol. 27, N°10, 141-149

BEST. G., MOURATO D. et SINGH M. (2001) *Application of immersed ultrafiltration membranes on high turbidity and high TOC surface waters*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conférence of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

BOUCHARD, C., KOUADIO, P., ELLIS, D., RAHNI, M., LEBRUN, R.E. (2000) *Les procédés à membranes et leurs applications en production d'eau potable*, *Vecteur Environnement* ; 33:4:28-38.

BRINK L. E. S., ROMIJN D. J. (1990), *Reducing the protein fouling of polysulfane surfaces and polysulfane ultrafiltration membrane*, Desalination, Vol. 78, N° 2, 209-233

BUISSON H., LEBEAU T., LELIEVRE C., HERREMANS L. (1998) *Les membranes : point sur les évolutions d'un outil incontournable en production d'eau potable*, L'eau, l'industrie, les nuisances, pp 42-47.

Bureau d'audiences publiques sur l'environnement (BAPE) (2000); « *L'eau, ressource à protéger, à partager et à mettre en valeur (Tome I et II)* » ; Rapport de la commission sur la gestion de l'eau au Québec ; Document numéro 142 ; 761 p.

C. CAMPOS, I. BAUDIN, 2002 : *L'élimination des pesticides par le procédé Cristal*, T.S.M. n°3, mars 2002

CHELLAM S., JACANGELO J.G., BONACQUISTI, SCHAUER BA (1997); *Effect of pretreatment on surface water nanofiltration*; in Journal of AWWA, 89 (10). pp 77-89.

CHELLAM S., SERRA C. A., WIESNER M. R. (1998) *Estimating costs for integrated membrane Systems*, Journal of American Water Works Association, 90:11:96-104.

CHERYAN, M. (1998) *Ultrafiltration and microfiltration handbook* ; Technomic Publishing Co. Inc., Lancaster, PA, USA.

CLARK M. M., HENEGHAN K. S. (1991), *Ultrafiltration of lake water for potable water production*, Desalination, N° 2/3, 243-249

COLLECTIF. (1989), *Mémento Technique de l'Eau*, DEGREMONT, Vol.2, 823-851

COLVIN C., BRAUER R., DINATALE K., SCRIBNER T. (2001) *Comparing laser turbidimetry with conventional methods for monitoring MF and UF membrane integrity*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

CORSCADDEN G. (2000) Communication personnelle avec M. Gary Corscadden de la municipalité de Collingwood, Ontario, Canada.

CÔTÉ P., MOURATO D., GUNGERICH C., RUSSEL J., HOUGHTON E. (1998); *Immersed Membrane Filtration for the Production of Drinking Water : Case Studies* ; IWSA Conférence "Membranes in Drinking and Industrial Water Production"; Amsterdam, Pays-Bas, 21-24 septembre 1998.

CÔTÉ P., SIMON R., MOURATO D. (mars 2001) *New developments in immersed membranes*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

Degrémont & Syndicat du Pays de la Fillière : *La station de traitement par membranes des eaux de Pont de Pierre (Haute Savoie)* – plaquette

DURAND-BOURLIER, L. BAUDIN, I., GLUCINA, K. (2000) ; *Treatment combinations with ultrafiltration and its application to drinking water production* ; Journées Internationales du CEBEDÉAU: L'eau et les techniques membranaires ; Liège, Belgique, 4-5 avril 2000.

ELLIS, D. (1998); *Enlèvement du fer et du manganèse de l'eau souterraine par oxydation et par microfiltration* ; Mémoire de maîtrise, Département de génie civil, Université Laval.

F. LEFORT, G. RANDON, J-M. MONGIN, D. LE MAUX, 2002 : *La nanofiltration : un procédé bien adapté à la problématique des eaux bretonnes* , T.S.M. n°3, mars 2002

HOFMAN J. A. M. H., NOIJ T. H. M., KRUIHOF J.C., SCHIPPERS J. C. (1993), *Removal of pesticides and others micropolluants with membrane filtration*, in *Water Supply*, Vol. 11 , N° 3-4, Berlin, 259-269

JACANGELO J. G., ET BUCKLEY C. A. (1996) *Microfiltration*. Chapitre 11 du livre *Water Treatment Membrane Processes*, American Water Works Association Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, édité par McGraw-Hill, New York, NY.

JOHNSON A. F., KRISTENSEN S., DINESEN D. K. (1988), *Fluid dynamics in membrane filtration Systems*, *Sci. Environ. Eng.*, Vol, 11, Chap. 3, 95-112

KRUIHOF J., KAMP P. C-, FOLMER H. C. (mars 2001) *Membrane integrity monitoring at the UF/RO Heemskerk plant*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

LOZIER J. C., JONES G., BELLAMY W. (1997) *Integrated membrane treatment in Alaska*, *Journal of American Water Works Association* ; 89:10:50-64.

Lyonnaise des eaux : *Vigneux sur Seine – station de traitement d'eau potable – plaquette*
MAUREL A (1993), *Techniques séparatives à membranes : osmose inverse, nanofiltration, ultrafiltration, microfiltration tangentielle – Considérations théoriques*, in *Techniques de l'Ingénieur*, p.p. 1-24.

MIDDLETON M.M., HENDERSHAW W.K. (1995), *Corkscrew WTP-Iron Removal by Membrane Softening*, Proceedings of 1995 AWWA Membrane Technologies in the Water Industry Conference, Reno, Nevada.

MINISTERE DE LA SANTE, Circulaires relatives à la mise à jour de la liste de produits et procédés de traitement des eaux destinées à la consommation humaine et Circulaire du 16 Mars 1995 relative à l'agrément des modules de filtration sur membrane (réf. DGS/VS4 /94 N°25)

MOURATO D., BEST G., SINGH M., BASU S. (1999); *Reduction of Disinfection Byproducts, Dissolved Organic Carbon and Color Using Immersed Ultrafiltration Membranes*; Proceedings of AWWA Membrane Technology Conference; Long Beach, Californie, 28 février au 3 mars 1999.

R. NIAY (OPALIUM) : *microfiltration MEMCOR en France* (mars 2002) – communication personnelle

Saunier Environnement & Agence de l'eau Rhône-Méditerranée-Corse, 2000 : *Etude relative au constat d'efficacité des appareils de désinfection de l'eau distribuée – cas particulier des U.V. et des membranes* – Janvier 2000

SAUNIER TECHNA : *Coûts d'investissement des usines de potabilisation* , étude interagences, juin 2000

SCHNEIDER C., JOHNS P. ET HUEHMER R. P. (mars 2001) *Removal of manganese by microfiltration in a water treatment plant*, Proceedings of the 2001 Membrane Technology Conference of the American Water Works Association, San-Antonio, Texas, USA.

SIVOM de la Baie : *Nanofiltration – Usine d'eau potable de Magenta 2 - plaquette*

SPYRKA, 1. (2000) Communication personnelle avec M. Larry Spirka de la municipalité de Sioux Lookout, Ontario, Canada.

Syndicat des Eaux de l'île de France (2000) « Méry » ; Site internet : <http://www.sedif.net/sedif/actu/actu.html>, mise à jour 22 mai 2000.

TAYLOR, J. S., WIESNER, M. (1999) *Membranes* chapitre 11 du livre *Water Quality and Treatments* (5^{ème} édition) de l'American Water Works Association, édité par McGraw-Hill, NewYork, NY.

TOVAR, V. (2000). Communication personnelle avec M. VinceTovar de la compagnie United Water Ressources, San Antonio, Texas, Etats Unis.

TRUDEL, J. (2000) Communication personnelle avec M. Jacques Trudel de la municipalité de Lebel-sur-Quévillon, Québec, Canada.

USEPA. (1998) *Small System compliance technology listfor the Surface Water Treatment Rule and Total Coliform Rule*, EPA-815-R-98-001.

USEPA. (avril 2001) *Low-pressure membrane filtration for pathogen removal : application, implementation and regulatory issues*, EPA-815-C-01-001.

WITTMANN, E. TAZY-PAIN, A., CHANUSSOT, T. ,PATTERSON, A. NIAY, R. , GAID, A., CANTO, F. (2002) *Clarification of a highly turbid karstic water by microfiltration*, *Desalination*, 145, 309-313

WITTMANN, E. (1998) *Nanofiltration in the production of drinking water, overview of the State-of-the-art and experience from a full scale study at Méry sur Oise*, in European membrane Society XVth Annual Summer School , Toulouse, France, July 6-10 1998

YOO, R. S., BROWN, D. R., PARDINI, R. J., BENTSON, G.D. (1995) *Microfiltration: case study*, *Journal of American Water Works Association*, 87:3:38-49.