

2.90

Módulo 13

MEMBRANAS

(NOTAS DE AULA)

AUTOR: MARCO ANTONIO PENALVA REALI

**DISCIPLINA: SHS-0346 – OPERAÇÕES UNITÁRIAS E PROCESSOS NA ENGENHARIA
AMBIENTAL**

**DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS - EESC
UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO - USP**

SÃO CARLOS - ABRIL/2008

PROCESSOS POR MEMBRANAS

Nos processos de separação por membranas, a separação é obtida com o emprego de membranas permeáveis seletivas.

Principais processos:

- Eletro-Diálise (E.D.) e Eletro-Diálise Reversa (E.D.R.)
- Osmose Reversa (O.R.)
- Ultra-Filtração (U.F.) e Micro-Filtração (M.F.)

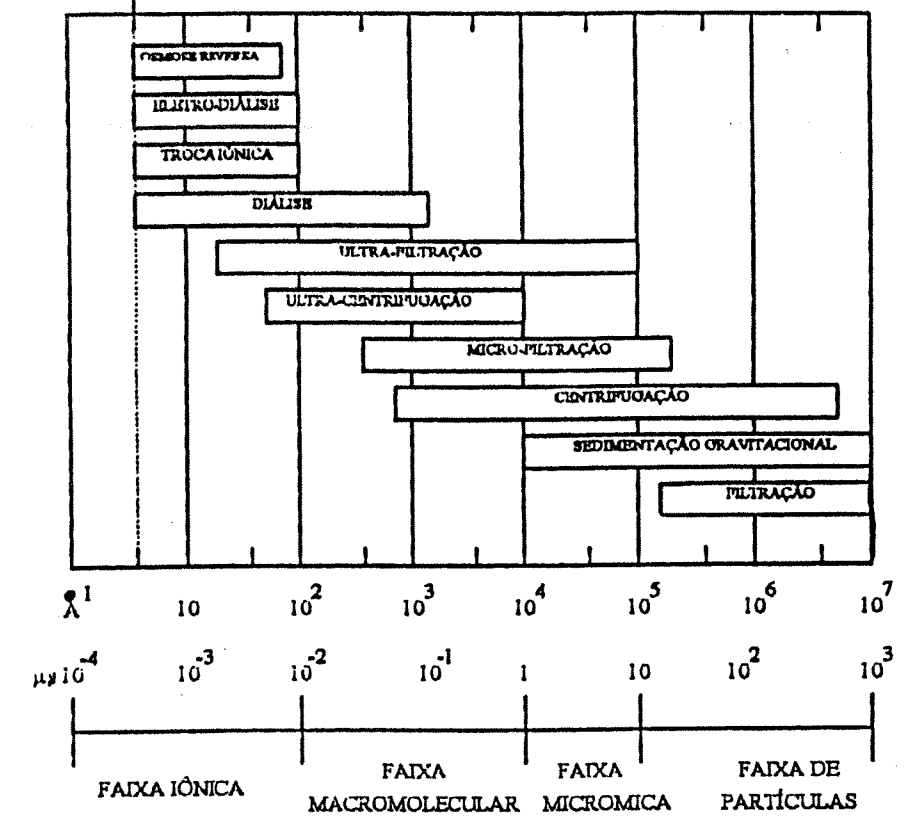


Figura 1 - Faixas de Separação em função do processo

* Cada processo de membranas requer a imposição de uma força para se obter a transferência de massa de soluto ou de solvente:

Diálise (D) ==> diferença de concentração

Eletro-Diálise (E.D.) ==> potencial elétrico

Osmose Reversa (O.R.) , Ultra Filtração e Micro Filtração ==> Pressão hidrostática

* Principal dificuldade dos processo por membranas ==> pequenas taxas de transferência de massa por unidade de área de membrana (fluxo de massa)

* Alguns processos por membranas (ED por exemplo) exigem o pré-tratamento da água para a eliminação da maior parte da matéria orgânica, e dos sólidos em suspensão.

	força atômica		eletrônico		óptico		visível a olho nu	
	Matéria dissolvida		Colóides		Matéria suspensa			
	Ions	Moléculas	Macromoléculas	Micropartículas	Macropartículas			
Peso molecular [D] ^a	100	1000	10000	100000				
Tamanho [µm] ^b	0,001	0,01	0,1	1	10	100	1000	
Dimensão do soluto ou da partícula	Sais minerais	Ácidos orgânicos	Proteínas	Polissacarídeos	Eritrócitos	Flocos de FeCl ₃	Algas e Protozoários	Macrofitas e Zootóxicos
	Ions de metais	Pesticidas	Amidocidos	Polissacarídeos	Prótoplasmas	Vírus	Bactérias/Microalgas	Areia
								Pólen
Processo de separação de membranas ^c								
Processo de separação físico-químico								
Processo de separação com troca de fase	Destilação/Concentração com gases							
Processo de separação química	Troca de íons, Extração com solventes, Resinas macroporosas, Carvão ativado							

- ^a D: Dalton, medida de peso molecular e um D corresponde ao peso de um átomo de hidrogênio.
- ^b µm = 1x10⁻⁶m.
- ^c RO: osmose reversa; NF: nanofiltração; UF: ultrafiltração; MF: microfiltração.

Tabela 2.2 - Membranas utilizadas para o tratamento de água e esgoto.

Membrana	Porosidade	Material retido
Microfiltração	0,1 µm – 0,2 µm	Protozoários, bactérias, vírus (maioria), partículas
Ultrafiltração	1.000 – 100.000D	Material removido na MF + colóides + totalidade de vírus
Nanofiltração	200 – 1.000D	Íons divalentes e trivalentes, moléculas orgânicas com tamanho maior do que a porosidade média da membrana.

Fonte: adaptado de Lima et al. (2004), p. 111. Adaptado de: LIMA, C. A. S. Tratamento de Água e Esgoto. São Paulo: Ed. Edgard Blücher, 2004, p. 111.

FIGURA 1: DEFINIÇÃO DE MEMBRANA
Fonte: Mallevalle et al, 1996

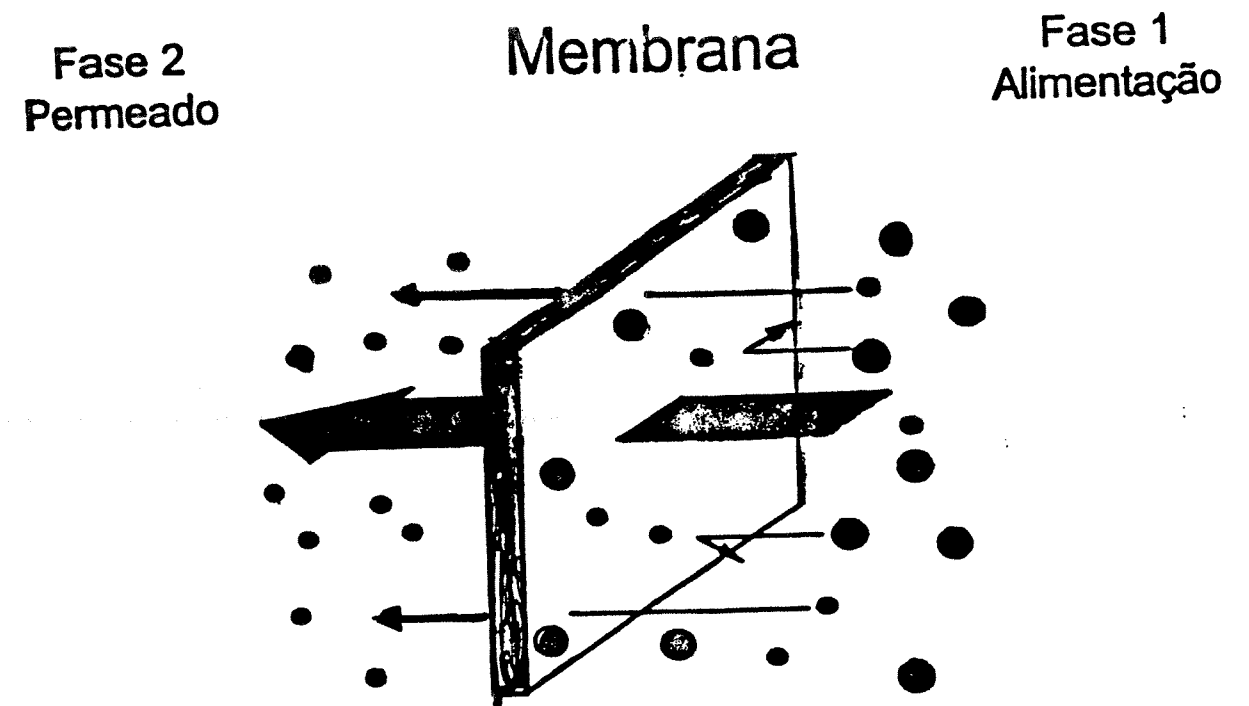
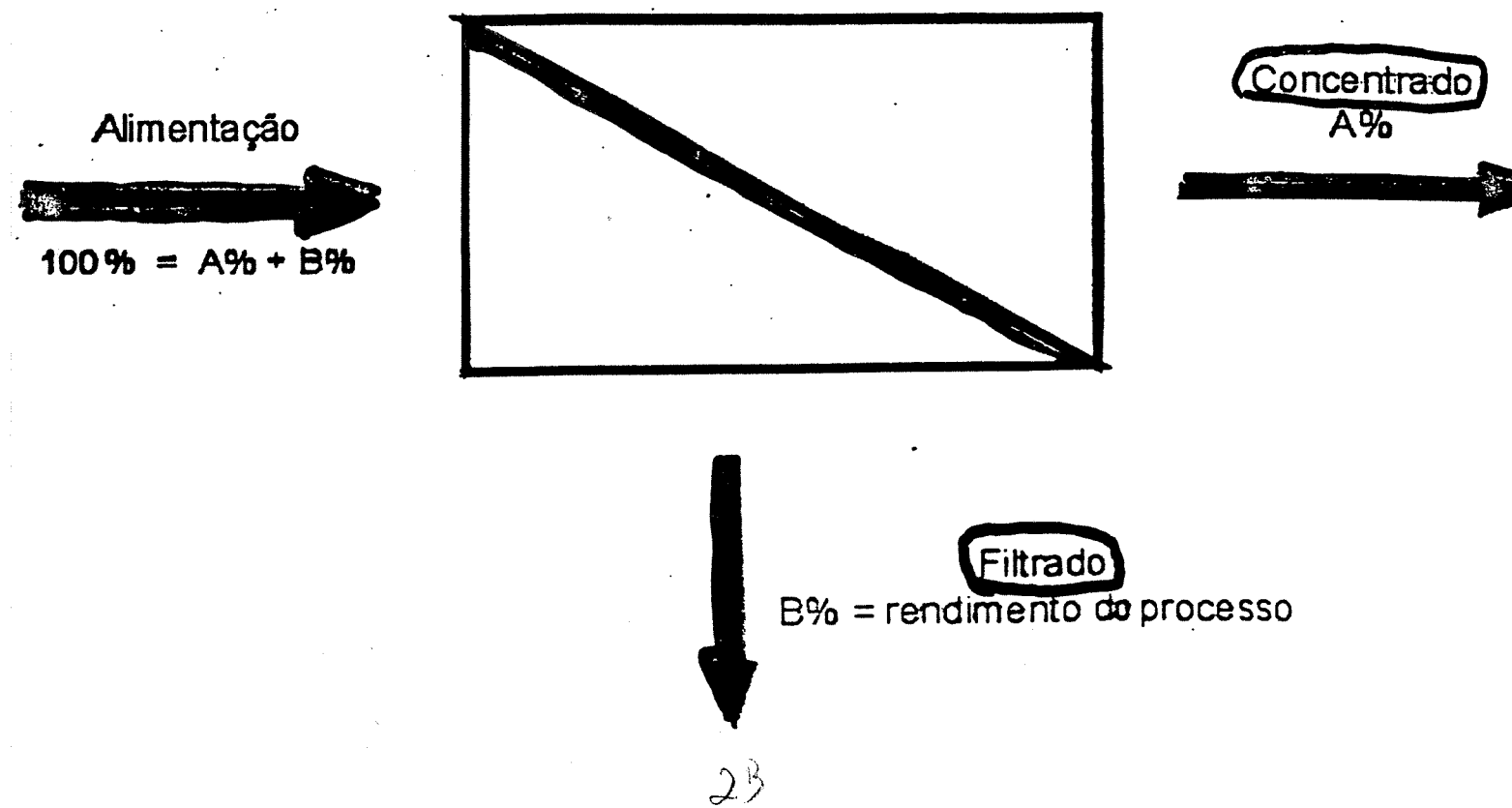
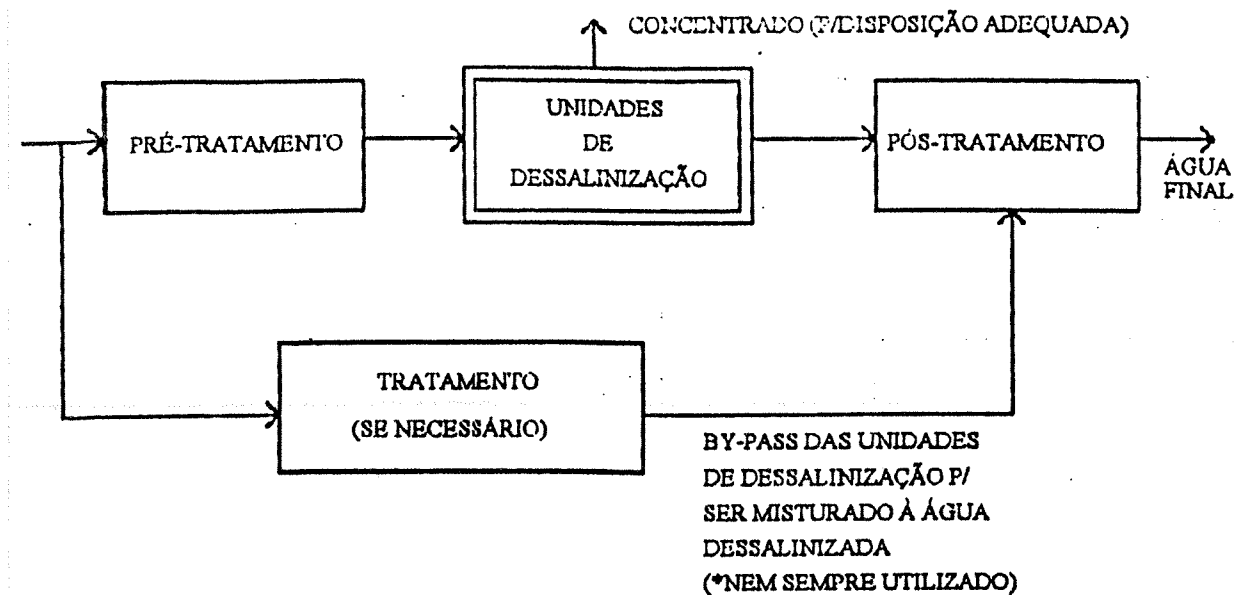


FIGURA 2: PRINCÍPIOS DE OPERAÇÃO DE MEMBRANA

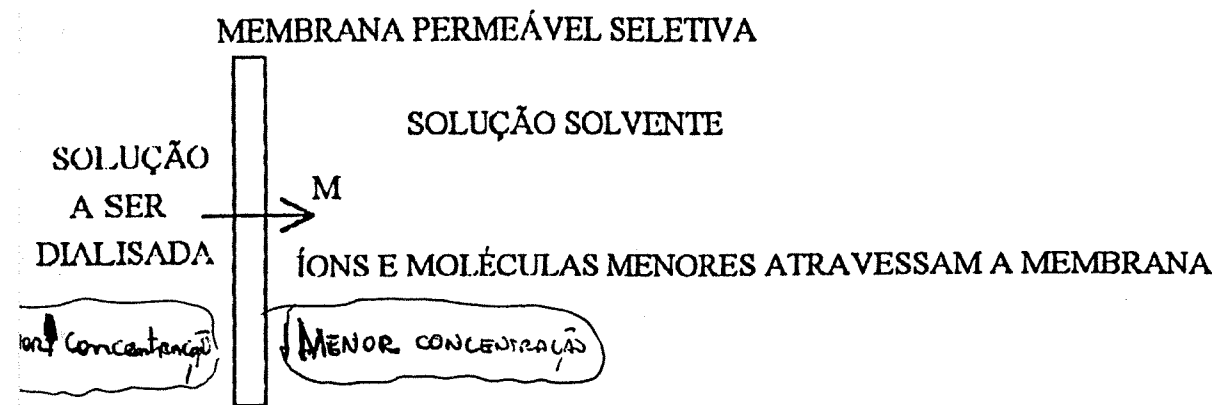


FLUXOGRAMA TÍPICO DE SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO (E.D. e O.R.)



DIÁLISE

* Pouco usada em Engenharia Ambiental, mas seus princípios são importantes para o estudo posterior da E.D. e da O.R.



coef. de transferência de Massa $[gm/h.cm^2/(gm/cm^3)] = cm/h$

$$M = K \cdot A \cdot \Delta C$$

M : transf. de massa / área (p.ex. gm/h)
UNIDADE DE TEMPO
 A : área (cm^2)
 ΔC : diferença de conc. (gm/cm^3)

* Na diálise o coeficiente K é muito baixo, tornando seu uso limitado (exige áreas grandes para se obter um dado fluxo de massa)

ELETRO DIÁLISE

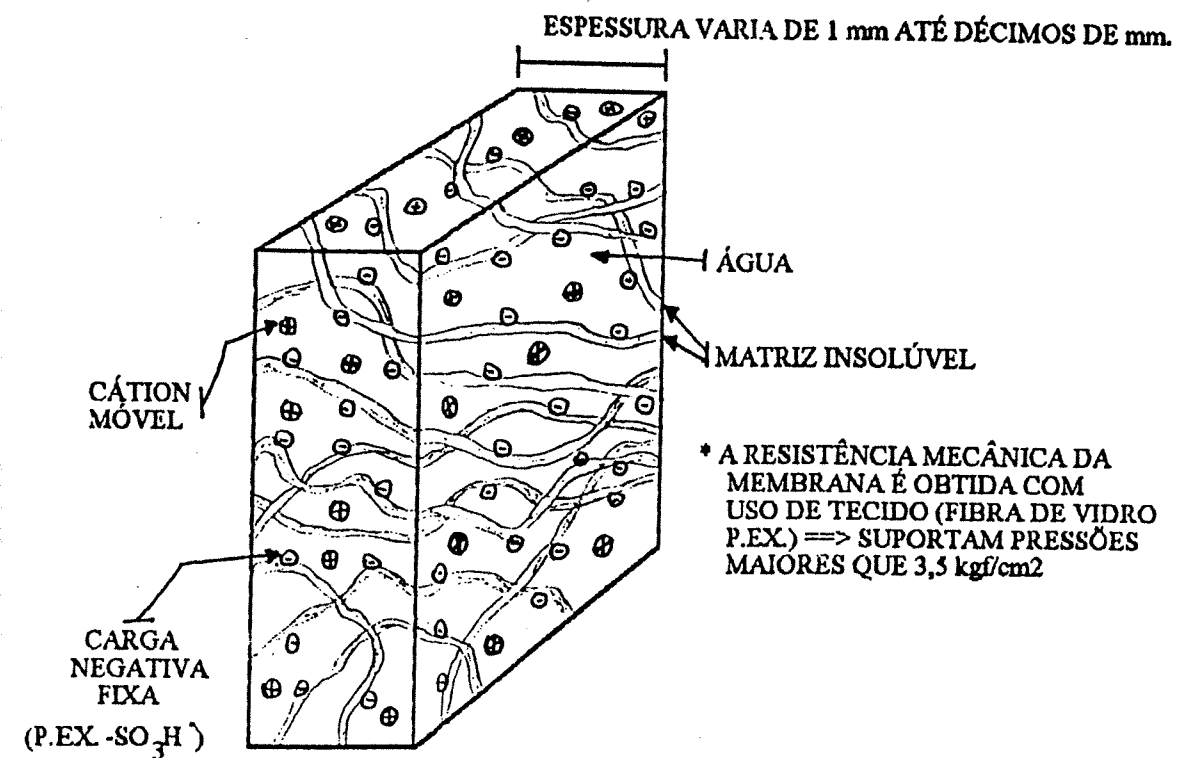
Constitue processo bastante utilizado para a desmineralização de águas salobras e água do mar.

Na verdade constitui processo físico (operação unitária). No entanto pode ser tratada como processo químico tendo-se em vista que as membranas são constituídas de material com propriedades de TROCA IÔNICA.

Portanto, a seletividade das membranas pode ser:

- 1) Membranas cátion - permeáveis
- 2) Membranas ânion - permeáveis

Membranas: constituídas por uma matriz insolúvel de resina trocadora e água. A água (30 a 50% em peso) é "presa" nos poros (10 a 100 Å) da matriz resinosa.

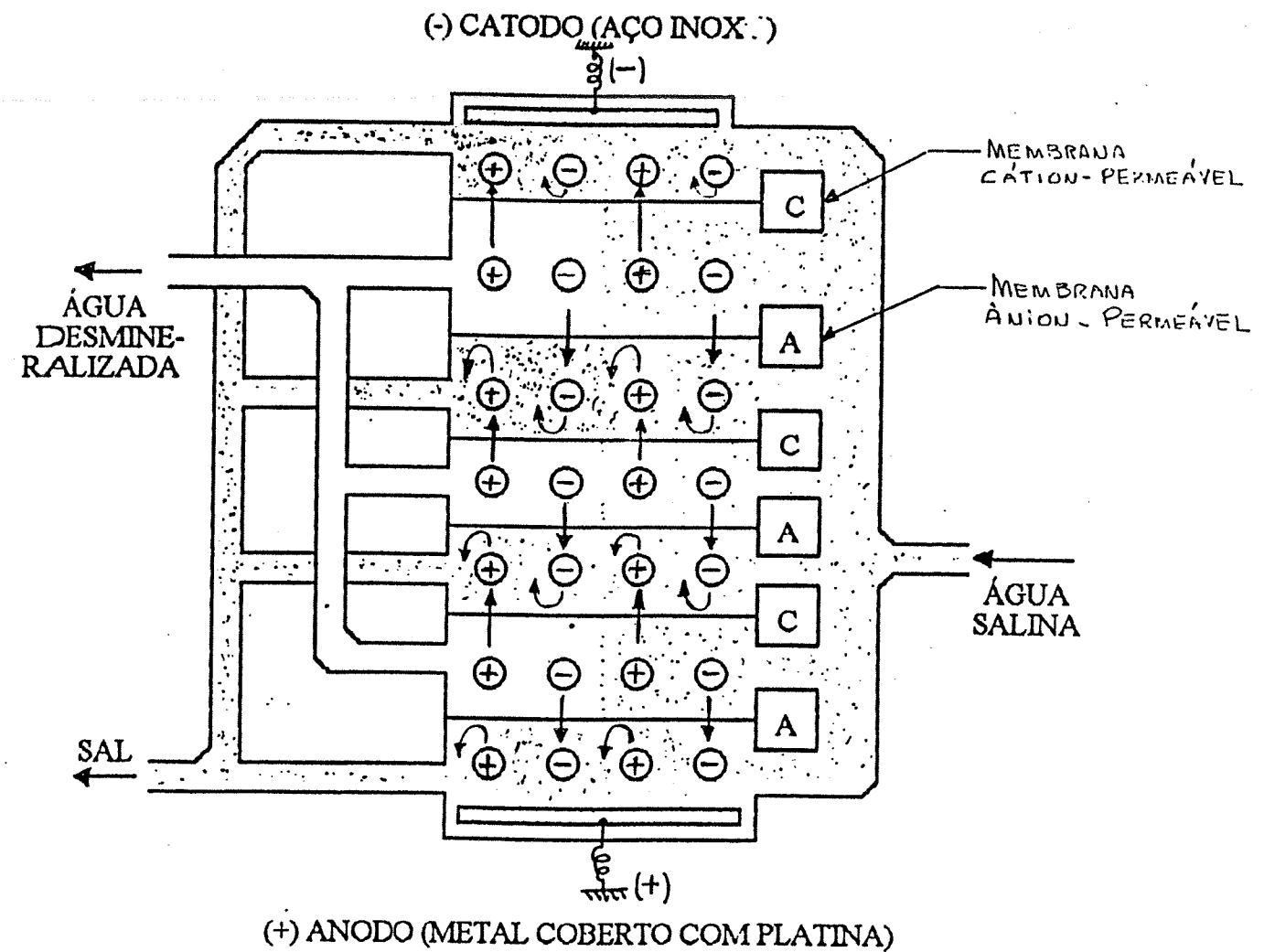


DESENHO ESQUEMÁTICO DE MEMBRANA CÁTION-PERMEÁVEL

* As cargas fixas negativas são equilibradas pelos cátions móveis em solução nos poros capilares.

* Numa membrana catiônica imersa numa solução de eletrólitos, as espécies catiônicas encontram-se livres para entrar e se mover através da membrana \Rightarrow mas as espécies aniônicas são repelidas pelas cargas negativas da membrana.

MECANISMO DO PROCESSO DE ELETRODIÁLISE



- * Imposição de DDP \Rightarrow acarreta surgimento de corrente (migração) de íons para eletrodo de carga oposta.
- * As membranas cátions permeáveis \Rightarrow obstruem o movimento de ânions em direção do ânodo (+) e vice e versa.
- * Unidades de E.D. podem ser construídas em colunas com até 500 membranas
- * Espaço entre membranas de até 0,04 polegadas. ($\hat{\sim}$ 1 mm)

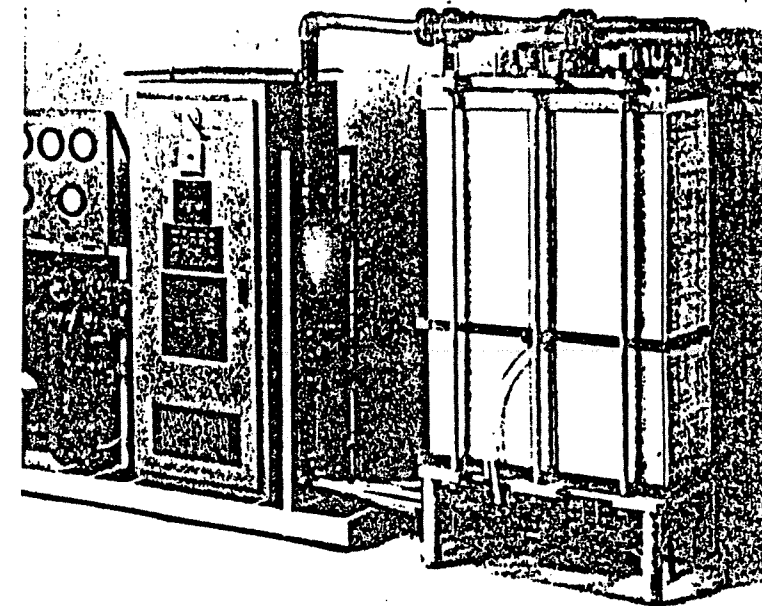


Fig. 13-4. 100,000-gpd EDR plant. (Courtesy of Ionics, Incorporated.)

Fonte: CULP (1986)

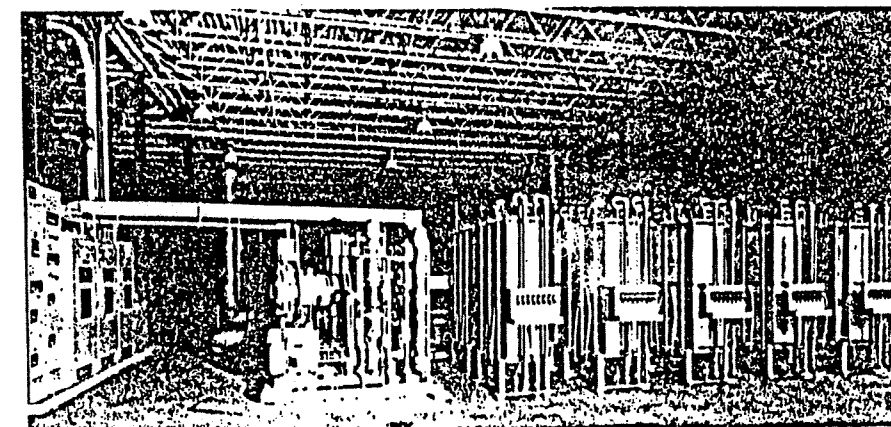


Fig. 13-5. 1,150,000-gpd EDR plant. (Courtesy of Ionics, Incorporated.)

Fonte: CULP (1986)

ENERGIA REQUERIDA

Lei de Faraday ==> "Num sistema eletrolítico unicelular 96.500 AMP/s de eletricidade transfere 1 equivalente grama (peso) de eletrólito de um eletrodo até o outro".

Considerando-se n células (E.D.), a mesma quantidade de eletricidade deverá ser empregada n vezes para transferir n equivalentes grama de íons:

$$I = \frac{F \cdot q \cdot N \cdot \eta}{n \cdot E_c}$$

↑ eficiência de remoção (%)
↑ número de células
↑
↑ Amp.

F : constante de Faraday = 96.500 Amp.s/equiv.grama

q : taxa de fluxo total de solução eletrolítica através da unidade de eletro diálise (l/s)

N : normalidade do eletrólito aflente (equiv.grama/l)

E_c : eficiência de corrente (%), varia com a natureza do eletrólito, sua concentração e com o sistema de membranas. (obtido com segurança apenas operando-se unidade experimental)

* Termo bastante empregado: D.C. ==> densidade de corrente: é a corrente (mA) que flui por cm² de unidade.

Maior DC ==> menor custo inicial da unidade (pois menor área do membranas) mas maiores custos operacionais (pois requerem mais^q voltagens).

* Outro parâmetro importante em projeto : D.C/N (N = normalidade da solução)

~~Valor~~^{Valor crítico da} DC/N ==> significa que existe um número insuficiente de íons para conduzir a corrente. Em alguns casos, ocorre na interface entre a membrana e a solução. A ocorrência dessa regiões é chamada de POLARIZAÇÃO.

Efeitos da Polarização: maior resistência elétrica e perda de eficiência de corrente.

Para minimizar a polarização ==> aumento da turbulência próximo às membranas (aumento da velocidade de escoamento entre as membranas)

* Valores usuais de DC/N : até 1000

Resistência Elétrica da unidade = resistência das membranas + resistência da solução
para a avaliação da resistência de um sistema E.D. ==> determinação experimental.

↓
Voltagem requerida

↓
 $V = I.R$

V: Voltagem (V)

I: Corrente empregada (A)

R: Resistência total da unidade (ohm)

* A faixa de vazões usualmente requeridas para maior turbulência e menor polarização pode resultar em eficiência da unidade de E.D. menor que a esperada. Portanto, é comum, nesses casos, o emprego de unidades em série.

* Devido ao fluxo unidirecional, as unidades de E.D. apresentavam problemas de deposição de sais (p.ex. carbonato e sulfato de cálcio) e matéria orgânica no lado salobra das membranas, sendo necessário o emprego de agentes inibidores (ácidos, polifosfatos, etc).

* após 1974 ==> surgimento da E.D.R. (E.D.Reversa), que tomou partido da simetria dos reatores E.D. Portanto, o arranjo físico da E.D.R. é igual ao da E.D., sendo diferente a operação:

a) O arranjo convencional é operado durante um Δt (20 min p.ex.) após o que, reverte-se o campo elétrico revertendo-se a polaridade dos eletrodos. Isto acarreta a transformação imediata de uma célula com água desmineralizada em célula com água salobra (devido à inversão do fluxo de ions).

b) Válvulas automáticas trocam entre si as entradas e saídas dos compartimentos contíguos.

c) Durante 1 a 2 min após a reversão ==> purga da água tratada (devido à deteriorização na sua qualidade). Esta purga efetuada a cada 20 min evita a polarização e reduz a tendência de formação de precipitados nas membranas. (em muitas instalações foi possível a eliminação dos agentes anti-incrustantes apenas com a adoção da E.D.R.)

DADOS TÍPICOS DE PROJETO DE E.D.R.

* Faixas de remoção típicas: 25 a 40% de remoção de sólidos dissolvidos por estágio de tratamento (maiores eficiências ==> unidades com vários estágios em série).

(a eficiência da remoção varia com a temperatura, tipo e quantidade de ions, vazão de projeto da unidade).

* Energia requerida: 690 a 1100 Kwh/10⁶l de água produzida (removendo-se 300 mg/l de sólidos dissolvidos)
↳ Kwh / milhão de litros

* Tempo de passagem da água numa unidade de 1 estágio 10 a 20 s.

* Vida útil das membranas atuais: 5 a 10 anos.

Exemplo: DELI. CITY, TEXAS (E.D.R) E.T.A (1975) 4 torres com 400 pares de membranas/torre.

Água de Alimentação: 840 m³/dia (21 C)

Água produzida : 380 m³/dia (45% de aproveitamento)

Energia total empregada: 2,77 KWh/m³ de água produzida.

CARACTERÍSTICAS DA ÁGUA			
(mg/l)	Alimentação	Produzida	Descartada
sódio	309	65	453
Cálcio	483	42	845
Mg	188	20	316
Bicarbonato	204	74	306
Cloro	438	52	695
Sulfato	1759	184	2941
Nitrato	60	7	95
Fluoreto	2,5	0,6	2,9
Sól.Dis.Totais	3455	446	5674
pH	7,3	7,0	7,5

OSMOSE REVERSA (O.R.)

Na O.R. a força que provoca a transferência de massa é a diferença de pressão hidrostática.
 Membranas de O.R. removem uma grande porcentagem de quase todos os íons inorgânicos, turbidez, matéria orgânica, bactérias e vírus.

TEORIA

Osmose: fenômeno natural que ocorre quando 2 soluções com diferentes concentrações são separadas por uma membrana semipermeável (p.ex. celofane)

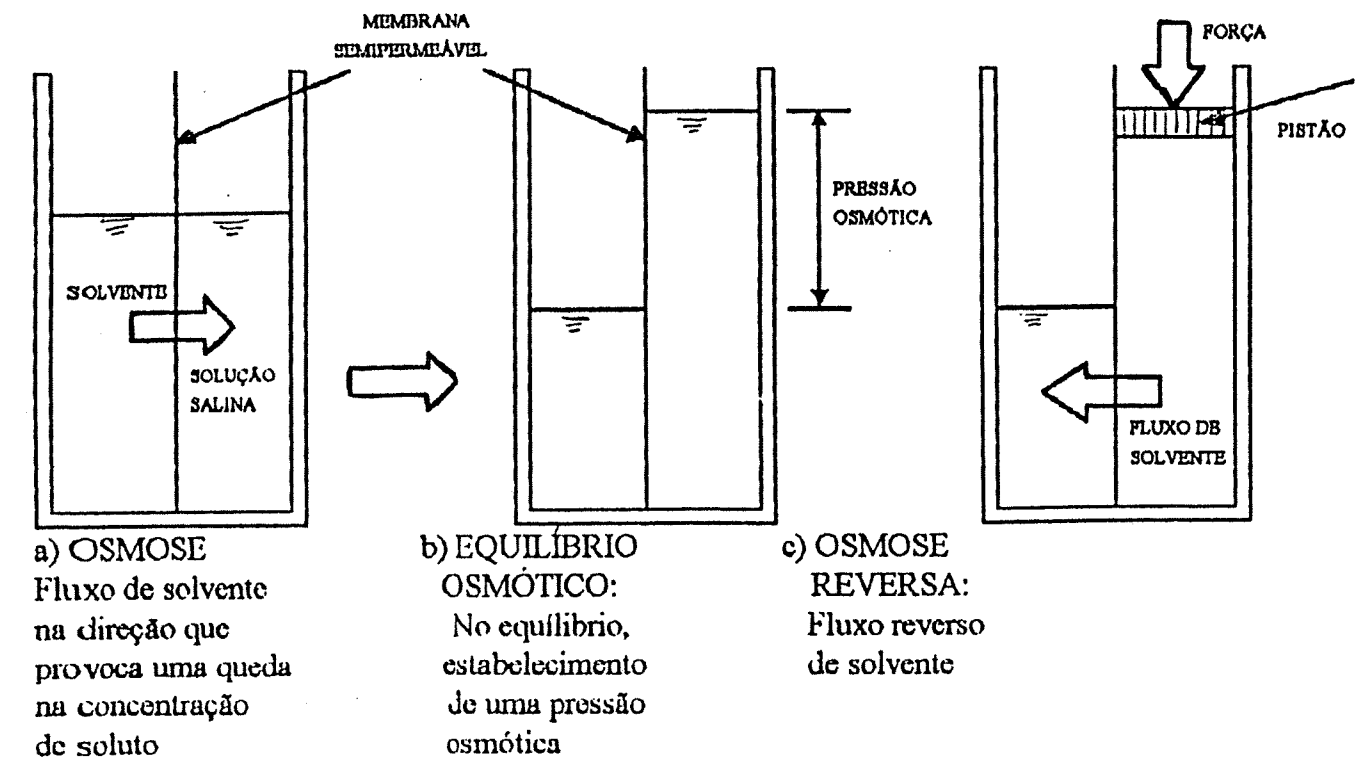


FIGURA 4: MEMBRANAS ANISOTRÓPICAS

Fonte: Mallevalle et al, 1996

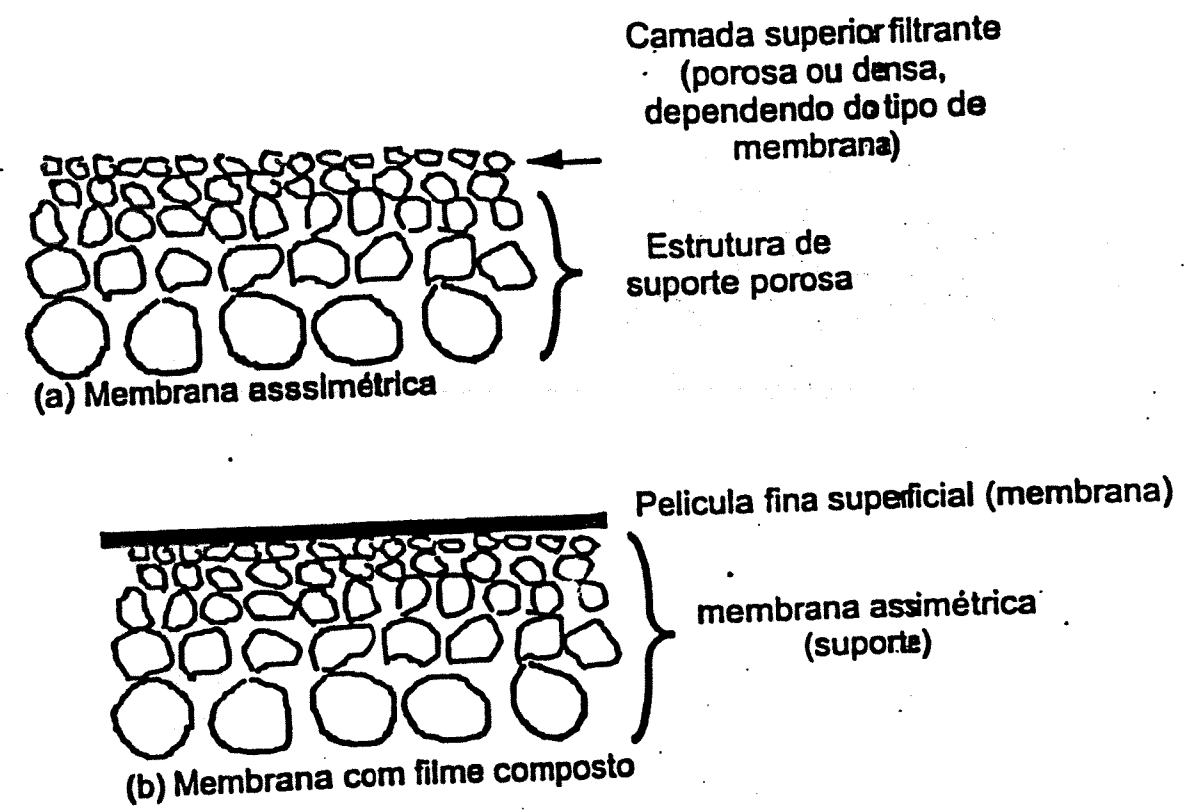
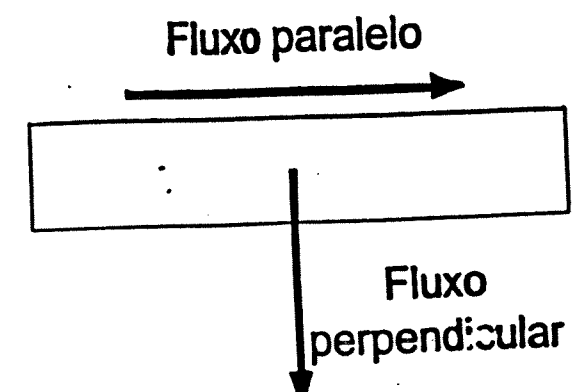
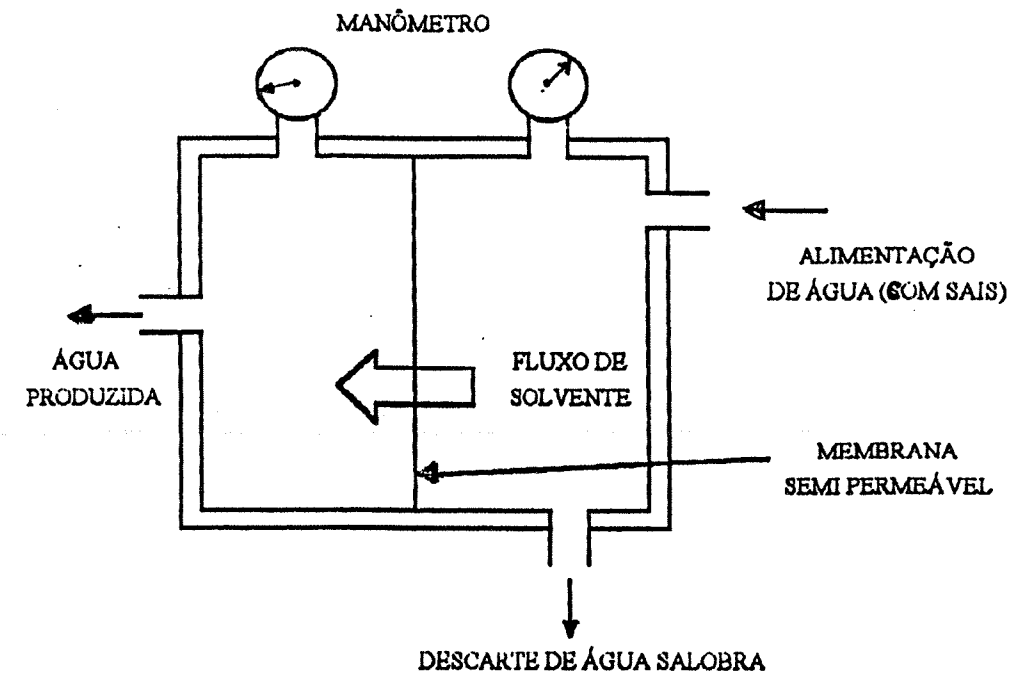


FIGURA 7: OPERAÇÃO DAS MEMBRANAS: FLUXO PARALELO E FLUXO PERPENDICULAR





Esquema de uma unidade de O.R. com escoamento contínuo.

* A O.R., a Ultra Filtração (U.F.) e a Micro Filtração (M.F.) são bastante similares pois as três técnicas empregam membranas semipermeáveis e pressões hidrostáticas para forçar o solvente através das membranas.

Diferenças básicas:

- Na U.F. e na M.F. ==> separação devido à ação de filtragem e não devida à ação osmótica.
- Na U.F. e na M.F. ==> as faixas de tamanhos de substâncias rejeitadas são diferentes.

A pressão osmótica de soluções de eletrólitos é dada por:

$$\pi = \phi \left(\frac{n}{V} \right) \cdot v \cdot R \cdot T.$$

↑
Pressão Osmótica

T : temperatura Absoluta

R : constante universal dos gases

v : número de íons formados a partir de 1 molécula de eletrólito

V : volume do solvente

n : número de moles do eletrólito

ϕ : coeficiente osmótico (depende da natureza da subst. e da sua concentração)

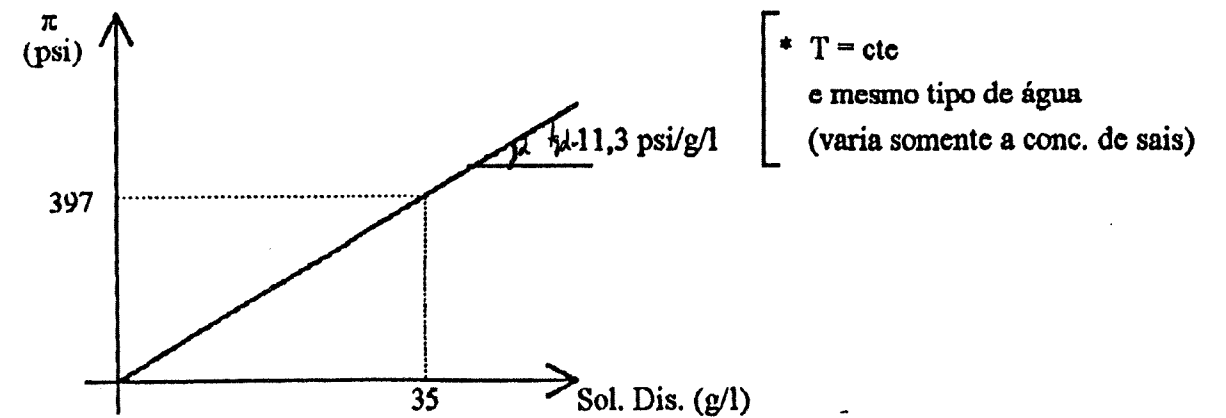
Exemplo: Uma água de mar com 35.000 mg/l de sólidos dissolvidos apresentou uma pressão osmótica de 397 psi. Portanto, para efeitos práticos, pode-se estimar:

$$n = \frac{m}{\text{Mol}} \Rightarrow \left(\frac{n}{V}\right) = \left(\frac{m}{V}\right) \cdot \frac{1}{\text{Mol}} = \frac{35 \text{ (g/l)}}{\text{Mol}}$$

$$397 = \pi = \phi \cdot 35 \left(\frac{v.R.T}{\text{Mol}}\right) \Rightarrow \frac{\phi}{\text{cte}} = \frac{397}{35} = 11,3 \text{ (psi)}$$

cte p/ um mesmo tipo de sistema

Ou seja, para cada aumento de 1000 mg/l na concentração salina, resulta num aumento de 11,3 psi na pressão osmótica.



Numa unidade de O.R. a transferência de solvente inicia-se quando a pressão excede a diferença de pressão osmótica, e a taxa de transferência aumenta a medida que essa diferença de pressão aumenta. Na prática são usuais pressões na faixa de 250 a 800 psi (17,6 a 56,2 kgf/cm²).

A pressão de projeto depende principalmente da diferença de pressão osmótica entre a água de alimentação e a água produzida, da característica da membrana e da temperatura.

* Principais parâmetros de projeto

- Qualidade da água a ser produzida
- F_w = produção de água/unidade de área da membrana (m³/m² dia), depende:
 - espessura e porosidade da membrana
 - condições do sistema (temp., ΔP através da membrana, tipo e conc. da solução salina).

Segundo KAUP:

$$F_w = K \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ dia ou l/m}^2 \text{ dia})$$

↑
coef. de transf. de massa/unid. de área de membrana

ΔP = dif. de pressão ^{hidrostática} entre os dois lados da membrana

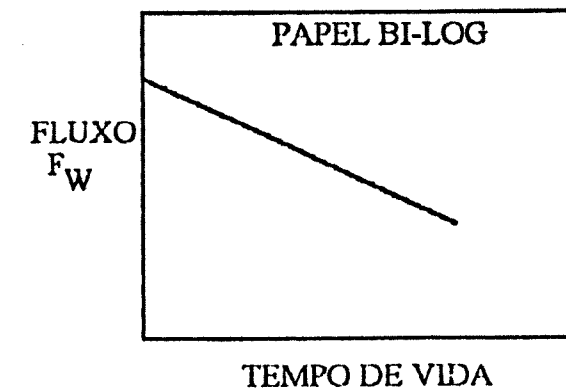
$\Delta \pi$ = dif. de pressão osmótica entre o líquido afluente e o produzido.

Os valores F_w são fornecidos pelos fabricantes p/T=25°C. A variação da T ==> (variação de difusividade e variação de viscosidade) ==> variação de F_w .

Portanto, a área de membranas calculada p/ 25°C deve ser corrigida:

T (°C)	Fator de correção da área de membrana ($A_T/A_{25^\circ\text{C}}$)
10	1,58
15	1,34
20	1,15
25	1,00
30	0,84

Além disso, ao longo da vida útil da membrana, a mesma apresenta densificação de sua estrutura ==> redução gradual e permanente do fluxo (quando se atinge valores mínimos aceitáveis ==> troca-se membranas)



* Vida útil usual ==> 2 meses a 2 anos

* Normalmente membranas são feitas de:

- acetato de celulose ==> menor permeabilidade à água e rejeita 99% dos sais ($F_w \approx 420 \text{ l/dia m}^2$)
- Filme de acetato de celulose modificado ($e = 100 \mu\text{m}$) ← ATUALMENTE É ^{mais} usada
- Outros materiais, p.ex. nylon ($F_w \approx 42 \text{ l/dia m}^2$) e poliamidas.

Usos da O.R. e E.D.

Dessalinização de efluentes de tratamentos terciários de águas residuárias visando o reuso da água.

Dessalinização de água de mar para potabilização

Abrandamento de águas

Remoção de precursores de trihalometanos (só é efetiva a O.R.)

Eficiência da O.R.

Os sólidos dissolvidos em águas salinas podem ser reduzidos para 50 a 100 mg/l em apenas 1 estágio. Na tabela de íons inorgânicos em sistemas O.R., com 70 a 75% de recuperação da água de alimentação (pressão de operação: 400 psi). Fonte: CULP (1986)

ÍON	% DE REJEIÇÃO (EM pH: 6,0)
Ca ⁺²	99 +
Mg ⁺²	99 +
Fe ⁺²	99 +
Mn ⁺²	99,9 +
Na ⁺¹	96
K ⁺¹	96
B ⁺³	0 (* depende aumento pH)
SO ₄ ⁻²	99+
Cl ⁻¹	96
HCO ₃ ⁻¹	70-80 (depende aumento pH)
NO ₃ ⁻¹	70-80
PO ₄ ⁻³	99 +
F ⁻¹	80
SiO ₂	86-90

Custos da O.R.

Para sistemas O.R. comerciais, o consumo de energia é da ordem de 1850 a 2380 kWh/10⁶ l

Recuperação de Energia em Instalações de O.R.

A parcela de líquido descartada (salobra) nos sistemas O.R. encontra-se sob alta pressão e oferece potencial para recuperação de energia.

Diversos sistemas de recuperação encontram-se em fase de estudos, tais como: turbinas e os chamados "trocadores de trabalho" (maior eficiência ≈ 90% entretanto não estão ainda disponíveis comercialmente).

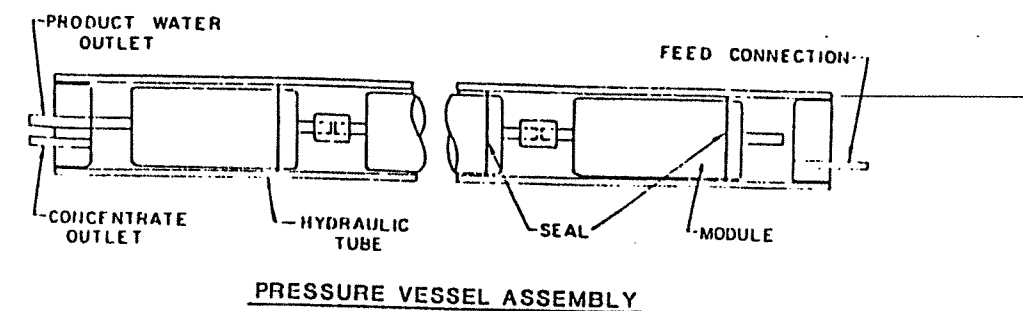
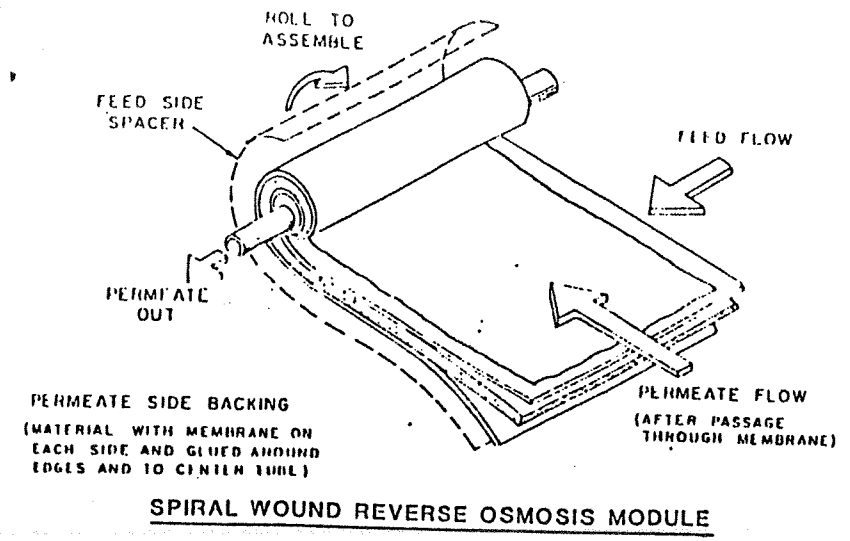


Fig. 13-6. Spiral-wound reverse osmosis module (Courtesy of Johnson Division, Signal Environmental Systems, Inc.)
 Fonte: CULP (1986)

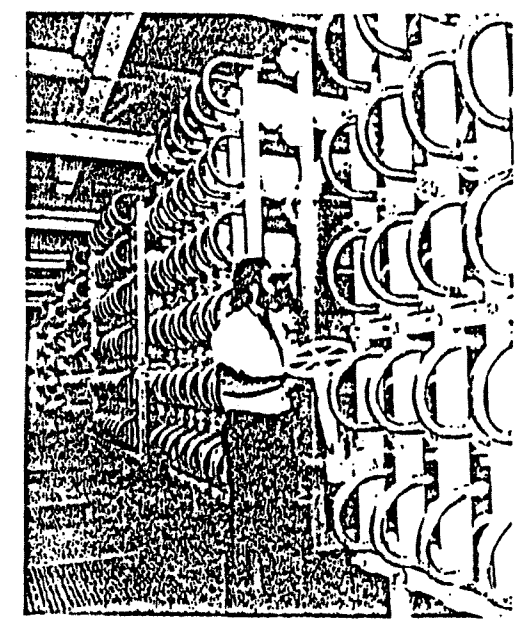


Fig. 13-10. 5-mgd spiral wound reverse osmosis plant. (Courtesy of Orange County Water District.)
 Fonte: CULP (1986)

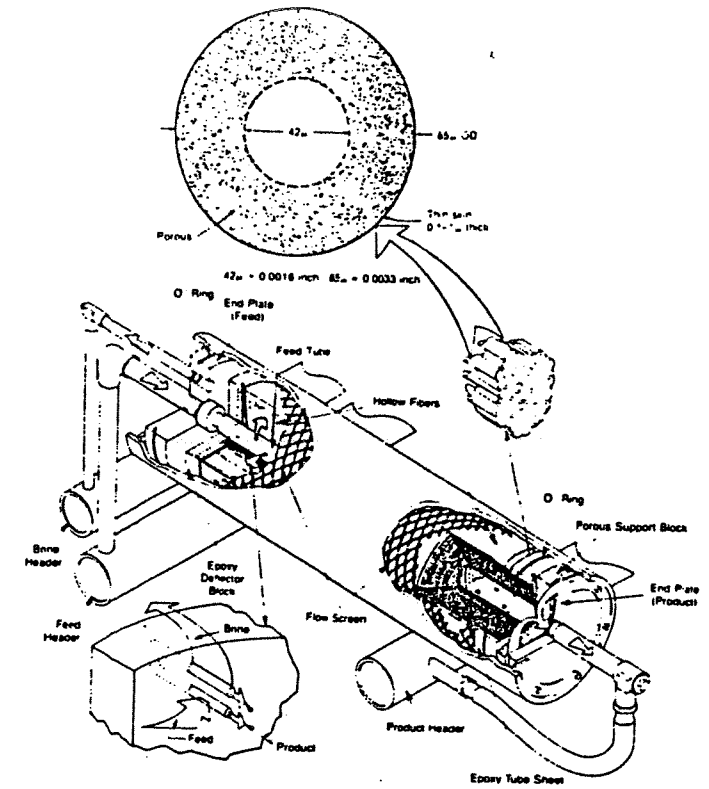


Fig. 13-7. Hollow fiber reverse osmosis module. (Permassep® Permeator as manufactured by E. I. duPont de Nemours & Co.)

FOOTE: CULP(1986)

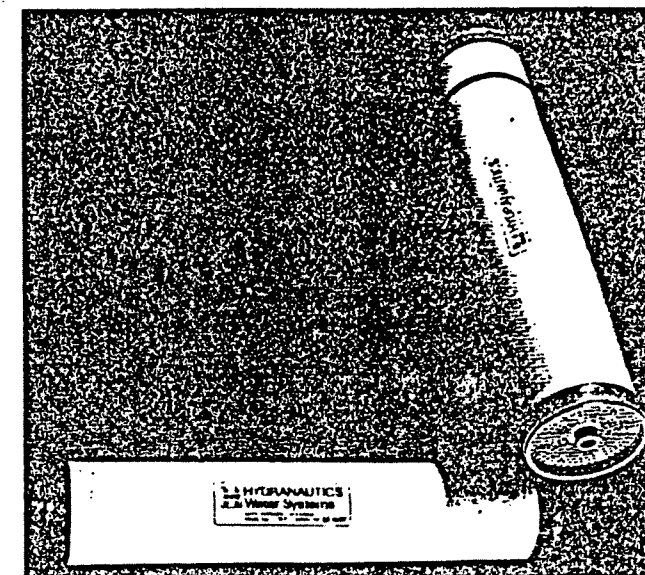


Fig. 13-8. RO modules. (Courtesy of Hydranautics Water Systems.)

FOOTE: CULP(1986)

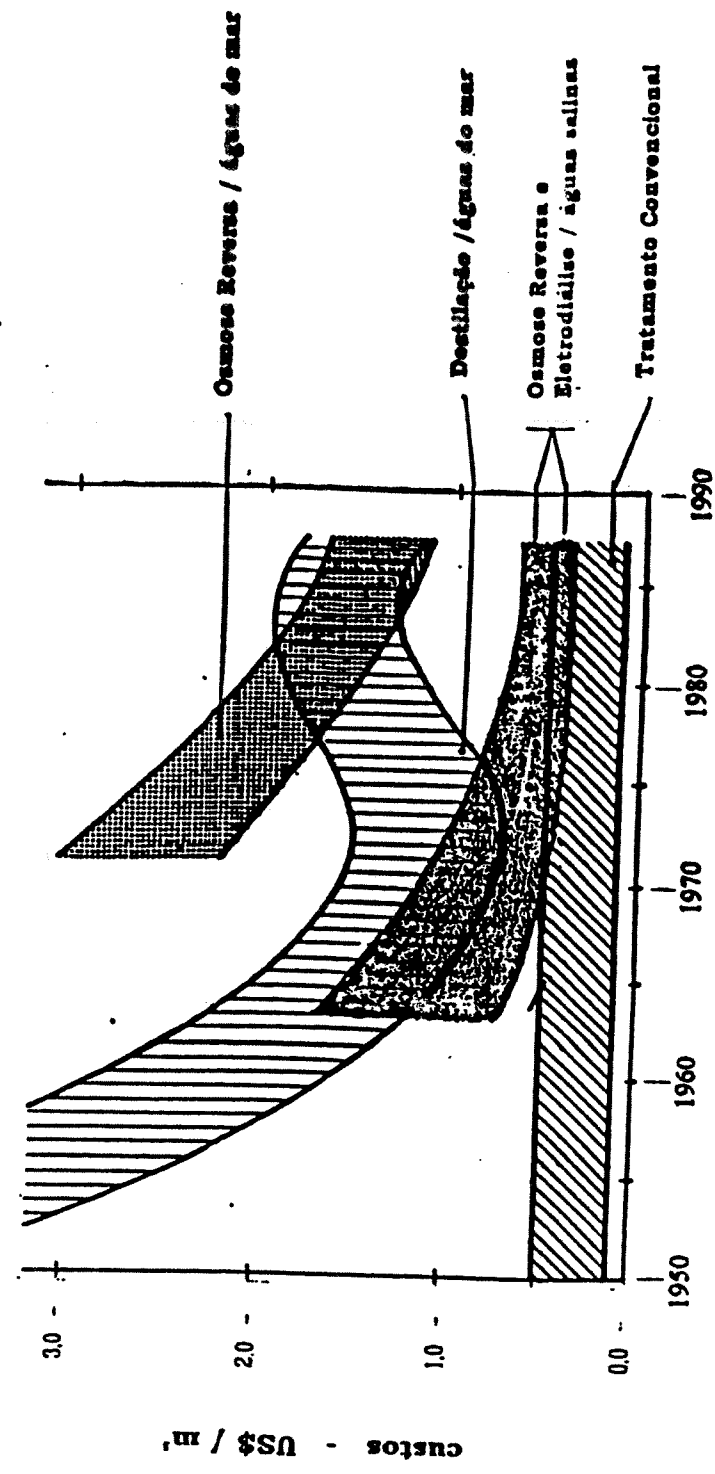


Figura 18 - Evolução dos custos de aplicação dos processos de dessalinização de águas entre 1950 e 1987, nos E.U.A. (obs: destilação e osmose reversa incluem custos de capital e operação para estações que produzem de 3.700 a 18.500 m³ / dia de água potável. O crescimento dos custos da destilação durante os anos 70 é devido aos aumentos dos custos de capital e energia. Custos em US\$ / 1985.)
FONTE: BUROS, O. K. (1989)

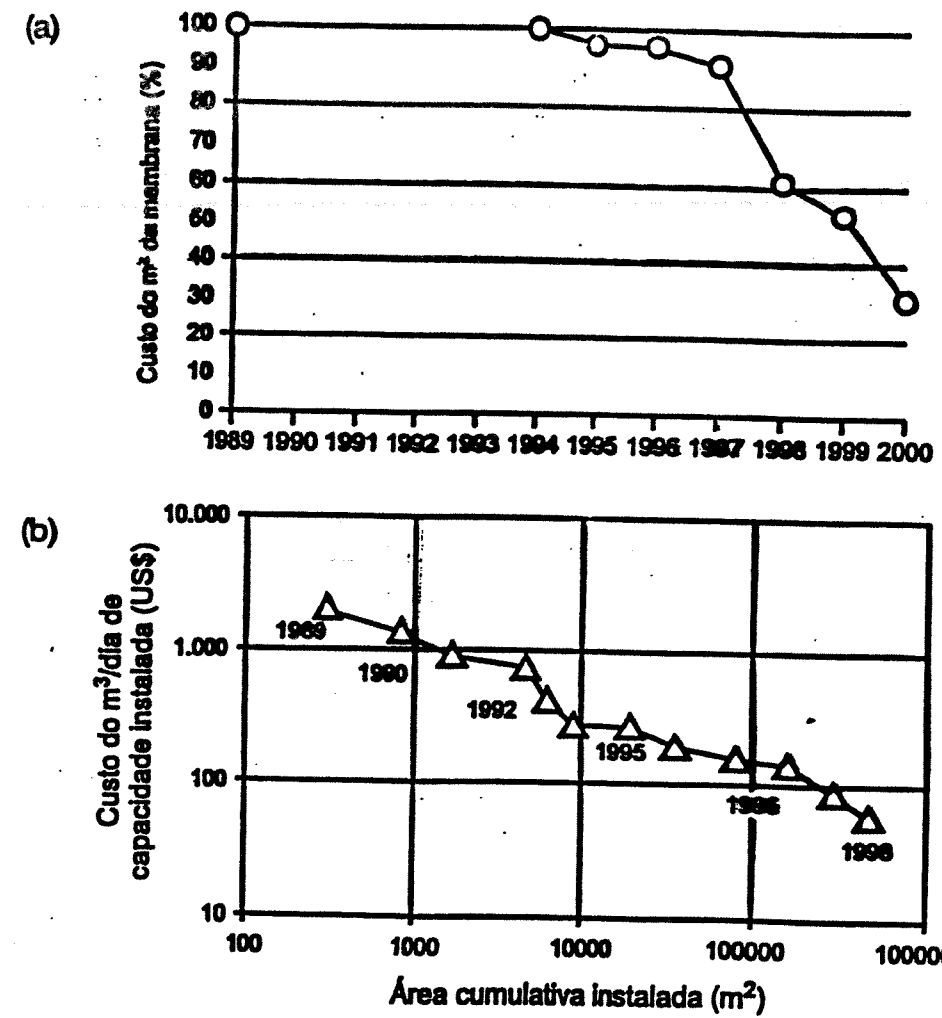


Figura 1.1 - Redução do custo de instalação de membranas de microfiltração e ultrafiltração durante a década de 90: (a) Aquasource (Lainé, 2000); (b) Usfmemcor (Johnson, 1999).

TABELA 9 - Número de Estações de Dessalinização com Capacidade Superior a 5,28 m³/dia para Produção de Água Potável nos Estados Unidos em 1991.

LOCAL	Osmose Reversa água salina	Eletrodialise água salina	águas do mar
Flórida	67	2	-
Ilhas Virgens	15	-	11
Califórnia	8	-	2
Texas	4	4	-
Iowa, New México	6	-	-
New York	1	1	-
Outros	26	7	-
Total	127	14	13

FONTE: LEITNER, W. (1992)

Os preços de venda da água produto das estações de dessalinização são cobrados pela maior parte das Agências por faixa de consumo:

- até 1,32 m³ / mes 0,54 US\$ / m³
- de 1,32 a 2,64 m³ / mes 0,74 US\$ / m³
- acima de 5,28 m³ / mes 1,72 US\$ / m³

Para se ter uma idéia do que representam esses preços a nível de Brasil, a água para consumidor doméstico na Região da Grande São Paulo é vendida a 0,75 R\$ / m³, os primeiros 10 m³ / mes consumidos.

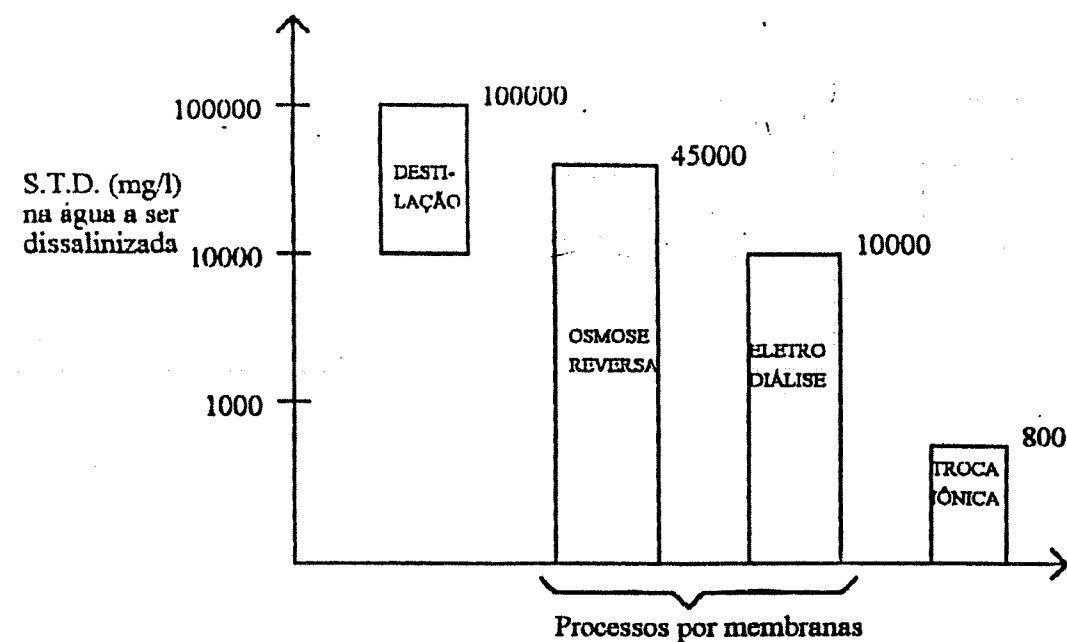
TABELA 10 - Investimentos feitos por Israel para Dessalinização de Águas pelo Processo de Osmose Reversa (preços médios de 1990)

FONTE DA ALIMENTAÇÃO	Águas	Águas do Mar
	Subterrâneas	
Capacidade, m ³ / dia	12.500	200.000
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/l	2.500 a 6.000	40.000
Temperatura da alimentação, °C	25 a 38	23
Consumo Energia, Kwh / m ³	1,9 a 2,2	4,5 a 5,0
Produção Anual, m ³ / ano	4.125	66.000
INVESTIMENTOS		
Dessalinização, \$ / m ³ dia	390 a 440	795 a 960
Alimentação, \$ / m ³ dia	270 a 570	45 a 70
TOTAL \$ / m³ dia	/ 660 a 1010	840 a 1030
CUSTO UNITÁRIO DA ÁGUA		
\$/m³		
Encargos Fixos	0,18 a 0,27	0,23 a 0,28
Energia	0,11 a 0,13	0,25 a 0,28
Operação e Manutenção	0,10 a 0,13	0,06 a 0,07
Produtos Químicos	0,04 a 0,06	0,03 a 0,04
Substituição de membranas	0,04 a 0,05	0,07 a 0,13
TOTAL \$ / m³	0,47 a 0,64	0,64 a 0,80

FONTE: GLUECKSTERN, P. (1991).

12-6)

CONCENTRAÇÕES TÍPICAS DE S.D.T.
(Sólidos Dissolvidos Totais)



ULTRA FILTRAÇÃO (U.F.) E MICRO FILTRAÇÃO (M.F.)

As membranas para processos de U.F. ^{M.F.} não rejeitam os sólidos dissolvidos, mas são empregadas na remoção de algumas substâncias orgânicas dissolvidas e de partículas coloidais. As pressões envolvidas são bem mais baixas que na O.R. (em torno de 20 a 25 psi).

A U.F. ^{ou M.F.} até algum tempo era considerada técnica alternativa de tratamento de água de abastecimento somente para casos mais restritos. Entretanto sua viabilidade técnica/econômica tem aumentado sensivelmente devido, entre outros, a:

- Padrões de qualidade de água potável cada vez mais exigentes;
- Decréscimo acentuado, em certa regiões, de recursos hídricos adequados;
- Ênfase crescente em reuso de águas servidas;
- Avanços na tecnologia de membranas, com diminuição dos custos de aquisição, operação e manutenção.

A U.F. ^{ou M.F.} já era empregada para o tratamento de águas em algumas indústrias. Seu emprego no tratamento de águas para abastecimento constitui técnica bastante recente, sendo citadas as seguintes vantagens potenciais em relação ao tratamento convencional:

- Produção de água com qualidade superior;
- Adição de quantidades bem menores de produtos químicos;
- Requer menor energia para operação e manutenção;
- Proporciona projeto e construção de sistemas compactos, fáceis de serem implantados.

Principais usos potenciais da U.F.

- Remoção de turbidez, cor, C.O.T. e microrganismos (bactérias etc) de águas de abastecimento contendo baixa turbidez inicial.

Ex.: Jacangelo et al (1989) obtiveram turbidez final em torno de 0,03 ntu (inicial: 12 a 18 ntu)

- Remoção de sólidos suspensos em sistema de tratamento de águas residuárias (U.F. \Rightarrow tratamento terciário).

Ex.: Arika et al (1977) obtiveram redução de S.S. de 236 mg/l para valores próximos de zero.

EXEMPLOS ILUSTRATIVOS

** EXTRAIDOS DE REYNOLDS(1982)*

Exemplo 1 - Deseja-se empregar um equipamento (tipo "torre") de eletro-diálise contendo 200 células, para desmineralizar 340.000 L/dia de efluente de um sistema de tratamento terciário para reuso em uma indústria. A concentração média de sais dissolvidos é de 4000 mg/l, resultando em 0,066 equivalentes grama/litro (normalidade) de cátions e ânions. Estudos com uma instalação piloto de eletro-diálise demonstraram que: i) a eficiência de corrente (E_c) foi de 90%; ii) a eficiência de remoção de sais (η) foi de 50%; iii) a resistência foi de 4,5 ohms; e iv) a razão entre a densidade de corrente e a normalidade (DC/N) foi igual a 400.

Determinar: A corrente (I) requerida, a área de membranas e a potência requerida.

SOLUÇÃO

$$I = F \cdot q \cdot N \cdot \eta / n \cdot E_c, \text{ ou seja:}$$

$$I = 96.500 \text{ (amp. s / equiv. gr)} \cdot 340.000 \text{ (L/dia)} \cdot 1/86400 \text{ (dia/s)} \cdot 0,066 \text{ (equiv. gr/L)} \cdot 0,50 \cdot 1/200 \text{ células} \\ \cdot 1/0,90 = 69,62 \text{ amperes.}$$

$$Dc/N = 400 \text{ e } N = 0,066, \text{ então: } Dc = 400 \cdot 0,066 = 26,4 \text{ mA/cm}^2$$

$$Dc = I/Area, \text{ Area} = I/Dc = 69,62 \cdot 1000 / 26,4 = 2637 \text{ cm}^2 \text{ (se as membranas forem quadradas: } 51,4 \times 51,4 \text{ cm).}$$

$$\text{Potência: } P = R \cdot I^2 = 4,5 \text{ (ohms)} \cdot 69,62^2 = 21.812 \text{ watts} \sim 22 \text{ Kw.}$$

EXEMPLO 2: Pretende-se desmineralizar 800.000 L/dia de um efluente terciário para reuso. Determinar a área de membrana requerida, sabendo-se que: i) o coeficiente de transferência de massa por unidade de área de membrana (K) é igual a 0,2068 (L/dia.m².kPa) a 25°C; ii) a diferença de pressão entre a água produzida e a de alimentação é igual a 2600 kPa; iii) a diferença de pressão osmótica entre a água de alimentação e a de saída é igual a 320 kPa; e iv) a temperatura mínima de operação será de 10°C.

SOLUÇÃO

$$\text{Fluxo de água por m}^2 \text{ de membrana: } F_w = K \cdot (\Delta P - \Delta \pi) : F_w = 0,2068 \cdot (2600 - 320)$$

$$F_w = 471,504 \text{ L/dia.m}^2 \text{ (25}^\circ\text{C)}$$

$$\text{Área} = 800.000 \text{ (L/dia)} / 471,504$$

$$\text{Área} = 1.696,7 \text{ m}^2 \text{ (25}^\circ\text{C)} . \text{ PARA } 10^\circ\text{C} : \text{Área} = 1.696,7 . 1,58 \text{ (ver tabela no texto)} = 2680 \text{ m}^2$$

BIBLIOGRAFIA

CULP/WESNER/CULP (1986) - "Desmineralization" In: Handbook of public water system. Van Nostrand. Reinhold Company. N.York.

JACANGELO, J.G. - "Assessing Hollow - Fiber Ultrafiltration for Particulate Removal. J.A.W.W.A. Nov. 1989.

REYNOLDS, T.D. (1982) - "Membrane Process" In: Unit Operation and Processes in Environmental Engineering PWS. Publisher - B/C Engineering Division, Boston, Massachusetts.

RICH L.G. (1963) - "Electrodialyses" In: Unit Processes of Sanitary Engineering. John Willer and Sons. N. York.

SCHNEIDER, R.P. & TSUTIYA, M.T. - MEMBRANAS FILTRANTES PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA, ESGOTO E ÁGUA DE REUSO. ABES. 1ª EDIÇÃO. SÃO PAULO - 2001