

## Dissalazione delle acque salmastre

Boari G.

L'eau

Paris : CIHEAM  
Options Méditerranéennes; n. 14

1972  
pages 46-55

Article available on line / Article disponible en ligne à l'adresse :

<http://om.ciheam.org/article.php?IDPDF=CI010479>

To cite this article / Pour citer cet article

Boari G. Dissalazione delle acque salmastre. *L'eau*. Paris : CIHEAM, 1972. p. 46-55 (Options Méditerranéennes; n. 14)



<http://www.ciheam.org/>  
<http://om.ciheam.org/>

Ing. Gianfranco BOARI  
 CNR - Istituto di ricerca  
 sulle acque Sezione  
 Sperimentale di Bari

# Dissalazione delle acque salmastre

## INTRODUZIONE

Il problema dell'acqua, cioè della disponibilità di acque di qualità adeguate, in quantità sufficiente, a costi ragionevoli, è di importanza mondiale.

Anche se la quantità totale di acqua che piove sulla terra è enormemente superiore alle necessità presenti e a quelle prevedibili per il prossimo futuro, non sempre le risorse idriche, nel loro attuale assetto, sono disponibili dove e quando è necessario. In molte regioni l'acqua per irrigazione scarseggia, altrove l'insediamento e lo sviluppo industriale sono limitati dalla disponibilità della stessa in quantità e qualità adeguate ed in alcuni casi, essa, non è sufficiente all'approvvigionamento per usi potabili.

Certamente, dato il continuo aumento delle popolazioni, il problema tenderà ad aggravarsi con gli anni se non verranno adottati gli opportuni provvedimenti.

Occorrerà intervenire per utilizzare in modo migliore le risorse disponibili diminuendo gli enormi sprechi attuali, riducendo le perdite nei serbatoi e durante il trasporto e l'impiego, cercando di utilizzare la stessa acqua per più scopi tra loro compatibili, adottando tecniche colturali che consentano, per l'agricoltura, minori quantità di acqua o permettano l'impiego di acqua di qualità più scadente.

In alcuni casi però occorrerà intervenire per aumentare le disponibilità o trasportando l'acqua da zone più lontane o rendendo utilizzabili, attraverso opportuni processi di trattamento, le risorse di acqua salata o inquinata eventualmente disponibili in loco.

La tecnica della dissalazione non è una tecnica nuova.

Essa è impiegata da circa 3 secoli sulle navi per ottenere acqua da bere dall'acqua di mare.

Il mare rappresenta la maggior riserva di acqua nel mondo, (circa il 97 % del totale) ma purtroppo la sua acqua contiene in media 35 g/dm<sup>3</sup> di sali disciolti ed è perciò inutilizzabile come acqua potabile o a fini agricoli e, per la maggior parte delle applicazioni, anche industriali. In mancanza di fonti di approvvigionamento di acqua potabile in loco o in zone a distanza ragionevole, dalle quali l'acqua potrebbe essere convenientemente trasportata, il ricorso alla dissalazione di acqua di mare o salmastra, disponibile localmente, diventa una necessità.

I processi di dissalazione si possono distinguere in due grandi categorie:

A) Processi in cui la separazione dell'acqua dai sali si ha: sia sotto forma di vapore mediante distillazione, sia sotto forma di ghiaccio mediante congelamento, sia per ultrafiltrazione su membrane permeabili all'acqua ma non ai sali.

B) Processi in cui la separazione dei sali dall'acqua si ha mediante scambiatori di ioni o mediante membrane permeabili agli ioni e non all'acqua sotto l'azione di un campo elettrico come nell'elettrodialisi.

In questa sede verranno esaminati soltanto i processi messi a punto per la dissalazione delle acque salmastre, cioè acque di falda di salinità in genere inferiore ai 5 g/l.

Tali acque sono abbondanti in tutti i paesi dell'area Mediterranea e soprattutto in Puglia.

## Processi basati sull'osmosi inversa

### 1. CONSIDERAZIONI GENERALI

L'osmosi è un fenomeno che si verifica in natura quando due soluzioni saline a diversa concentrazione vengono poste a contatto per mezzo di una membrana permeabile al solvente ma non al soluto; si osserva un passaggio di solvente dalla soluzione meno concentrata a quella più concentrata tendente ad uguagliare le concentrazioni delle due soluzioni. Se le condizioni dell'esperimento sono tali che il livello della soluzione più concentrata può alzarsi liberamente, si nota che il passaggio del solvente si arresta quando il livello della soluzione più concentrata raggiunge un valore di equilibrio osmotico, ossia quando la differenza di attività delle due soluzioni dovute alla differenza di concentrazione è bilanciata dalla differenza di pressione creatasi.

Se si applica alla soluzione più concentrata una pressione superiore a quella osmotica, si inverte il senso del flusso e si ottiene passaggio di solvente dalla soluzione più concentrata a quella diluita, ottenendo in tal modo la concentrazione della soluzione sottoposta a pressione.

La pressione che occorre applicare per ottenere un flusso d'acqua dalla soluzione più concentrata a quella più diluita è funzione della differenza di concentrazione esistente tra le due soluzioni.

La pressione osmotica esistente tra acqua di mare a 35 000 ppm ed acqua pura è di circa 22 atmosfere, ma quella che bisogna applicare per ottenere un flusso apprezzabile è ben superiore e si aggira intorno alle 105 atmosfere.

Il flusso d'acqua ottenibile da una membrana semipermeabile è dato da:

$$(1) \quad J_1 = K_1 \cdot A \cdot (\Delta P - \Delta \pi)$$

in cui:

$J_1$  = flusso dell'acqua prodotta, m<sup>3</sup>/h;  
 $K_1$  = costante della membrana, m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h.kg/m<sup>2</sup>;  
 $A$  = superficie della membrana, m<sup>2</sup>;  
 $\Delta P$  = differenza di pressione tra le due superfici della membrana, kg/m<sup>2</sup>;  
 $\Delta \pi$  = differenza di pressione osmotica, kg/m<sup>2</sup>.

Le membrane attualmente in commercio non sono perfettamente semipermeabili, ma fanno passare insieme all'acqua anche una certa quantità di sali; il flusso dei sali è indipendente dalla pressione applicata (almeno in un certo intervallo) ed è funzione solo della differenza di concentrazione delle due soluzioni:

$$(2) \quad J_2 = K_2 \cdot A \cdot \Delta c$$

in cui:

$J_2$  = flusso di sali, eq/h;  
 $K_2$  = costante della membrana eq/m<sup>2</sup>.h.eq/m<sup>3</sup>;  
 $A$  = superficie della membrana, m<sup>2</sup>;  
 $\Delta c$  = differenza di concentrazione, eq/m<sup>3</sup>.

L'attitudine di una membrana a separare il solvente dal soluto è espressa dalla reiezione teorica, definita come rapporto tra le moli di sale respinte e le moli di sale presenti nell'alimentazione.

La reiezione è generalmente legata, inversamente alla produzione di acqua, cioè le membrane con reiezione maggiore presentano un flusso di acqua minore e viceversa.

Le membrane reperibili attualmente hanno una reiezione di circa il 95-96 % ed un flusso specifico di acqua variabile tra 500 e 1 000 l/d.m<sup>2</sup> e sono generalmente usate per la dissalazione di acque salmastre con un contenuto massimo di sali di circa 5 000 ppm, ad una pressione di 40 kg/cm<sup>2</sup>; altre membrane ancora, in corso di sperimentazione, hanno una reiezione variabile tra il 98 ed il 99 % e possono essere usate per la dissalazione diretta di acqua di mare. La maggior parte delle membrane oggi usate sono a base di diacetato di cellulosa modificato e derivano

da un procedimento di fabbricazione tale che si crea nella membrana una struttura asimmetrica : esse infatti consistono di uno strato poroso avente uno spessore di circa 100 e di uno strato sottile omogeneo aventi lo spessore di qualche decimo di micron.

Le proprietà di semipermeabilità della membrana sono date da questa pellicola superficiale, mentre lo strato poroso ha praticamente una funzione di supporto.

Le membrane, con il procedere dell'esercizio, sono soggette sia ad un peggioramento della reiezione sia ad una diminuzione di flusso. Il primo fenomeno è generalmente attribuito all'idrolisi dell'acetato di cellulosa, che è minima in un intervallo di pH dell'alimento 5-6 e che cresce rapidamente per pH alcalini ed acidi, ed all'azione di alcuni batteri presenti nell'alimento che si annidano nella membrana e la deteriorano nel tempo idrolizzandola.

Il secondo fenomeno dipende dal compattamento che subisce lo strato poroso della membrana sotto l'azione continua della pressione applicata.

Un altro materiale polimerico oggi molto bene conosciuto e sperimentato è il Nylon, che viene proficuamente usato nei processi ad osmosi inversa.

## 2. VARI TIPI DI IMPIANTI

Il sistema di funzionamento di un impianto ad osmosi inversa è molto semplice. Vedi fig. 1.

Esso è costituito essenzialmente da un serbatoio di alimento, da cui viene prelevata l'acqua salmastra, e da una pompa che provvede ad inviare l'acqua ad alta pressione sulle membrane.

Gli impianti pilota attualmente in fase di sperimentazione in tutto il mondo utilizzano membrane di acetato di cellulosa, diverse per la disposizione ed il loro supporto e fibre cave di Nylon.

L'entità dell'idrolisi delle membrane di diacetato viene mantenuta a livelli accettabili acidificando l'acqua di alimentazione con HCl a pH 6 + 6,5, mentre il danneggiamento dovuto alla presenza di microorganismi è controllato aggiungendo all'acqua di alimentazione 0,5-0,05 ppm di cloro.

Uno degli impianti più conosciuti è costruito dalla Gulf General Atomic.

Esso utilizza moduli in cui le membrane di acetato sono avvolte a spirale, per ottenere una maggiore superficie di membrana per unità di volume. I moduli sono contenuti in tubi di acciaio che hanno la funzione di resistere alla pressione.

Un modulo ha forma cilindrica con diametro della base di 7 cm ed altezza 85 cm.

Nel grafico di fig. 2 vengono riportati gli andamenti della reiezione (percentuale di sale esclusa) del flusso di prodotto relativi ad un tubo della G.G.A. contenente 3 moduli collegati in serie in funzione del tempo.

I dati sono stati raccolti presso l'Istituto di Ricerca Sulle Acque di Bari. L'impianto pilota è composto da 16 tubi, opportunamente collegati, la cui produzione, operando ad una pressione di 42 atm, è di

Fig. 1 - SCHEMA DI FUNZIONAMENTO DEL PROCESSO AD OSMOSI INVERSA  
SCHEME OF OPERATION OF INVERSE OSMOSIS PROCESS

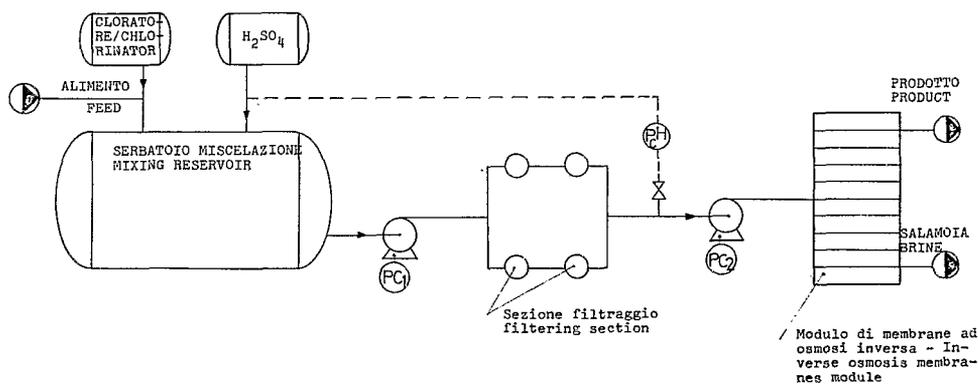
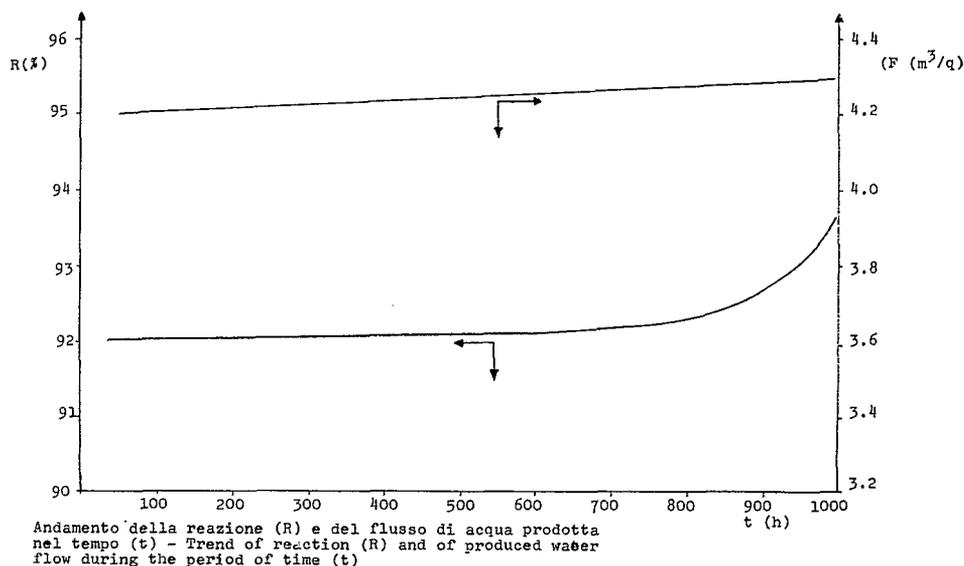


Fig. 2.



60 m<sup>3</sup>/giorno, con un fattore di recupero del 75 %. La concentrazione della soluzione di alimento è di 3 000 ppm in cloruro sodico, la reiezione è del 96 %.

Altri tipi di impianti che adottano membrana di acetato di cellulosa sono costruiti dall'Havens e dalla Aerojet.

Gli impianti dell'Havens e della Aerojet sono dotati di membrane tubolari disposte all'interno di tubi porosi in fibre di vetro-resina resistenti alla pressione di esercizio: nell'impianto Havens le membrane fanno corpo unico con il tubo di supporto, mentre nell'impianto Aerojet sono separabili e quindi rimpiazzabili senza la necessità di cambiare il tubo intero.

Un tipo di modulo, che utilizza fibre cave di Nylon, è stato costruito dalla Du Pont, ed è denominato Permasep. Esso consiste di un numero elevatissimo (milioni) di tubi microscopici non supportati, ottenuti filando un particolare tipo di nylon. 1,1 diametro del tubo è dell'ordine dei microns. Le fibre cave sono racchiuse in un involucro di allumi-

nio a forma di scambiatore di calore a fascio di tubi, e sono fermate alle due estremità in una guaina di resina epossidica. La soluzione di alimento pressurizzata fluisce lungo la parte esterna della fibra ed il prodotto viene raccolto all'interno di essa.

Se si confrontano questo tipo di modulo e quello utilizzante membrane di acetato di cellulosa a pellicola sottile, si vede che, a parità di volume occupato dalla struttura nel primo tipo si dispone di una superficie filtrante molto più grande.

Questo tipo di modulo si rivela promettente per la dissalazione di acque salmastre.

Esso infatti, con dimensioni di 12 cm di diametro e 120 cm di altezza, con peso di 20 kg, è in grado di produrre 8-11 m<sup>3</sup>/giorno di acqua dissalata, con una reiezione ai cloruri superiore al 90 %.

Perchè siano chiare le differenze di prestazioni dei vari tipi di moduli, si riportano nella seguente tabella i valori dell'area specifica della superficie filtrante, e del flusso di prodotto.

TABELLA I

Modulo	Area specifica (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Flusso (l/m <sup>2</sup> xd)	Pressione
Spirale . . . . .	644	600	56 atm
Fibra cava . . . . .	29 000	6	42 atm
Tubolare . . . . .	322	800	56 atm

Area specifica = rapporto tra l'area della superficie filtrante ed il volume del modulo.

Concentrazione alimento = 10 000 ppm di NaCl

Questo significa che un modulo General Atomic, che ha circa lo stesso volume di un modulo Permasep, ha uno sviluppo superficiale di membrana di 2 m<sup>2</sup> contro i 100 m<sup>2</sup> offerti dalle fibre cave.

3. COSTI DI IMPIANTO E DELL'ACQUA PRODOTTA

Dato che il processo di osmosi inversa non è ancora uscito dalla fase sperimentale, non si possono fornire dati attendibili sul costo degli impianti e dell'acqua prodotta. Si può comunque sin da ora affermare che potenzialmente tale processo presenta numerosi vantaggi rispetto agli altri e si affermerà sicuramente su scala industriale una volta che si riuscirà ad aumentare la vita delle membrane o a diminuire il costo di produzione delle stesse.

Processo ad elettrodialisi

1. CONSIDERAZIONI GENERALI

Il processo di elettrodialisi è basato sulla proprietà di particolari membrane permselective, che permettono il passaggio di ioni di un certo segno e respingono quelli di segno opposto.

Come è noto, se si applica un campo elettrico continuo per mezzo di due elettrodi in una soluzione salina, gli ioni positivi (cationi) migrano verso l'elettrodo negativo (catodo) mentre quelli negativi (anioni) migrano verso l'elettrodo positivo (anodo).

Se tra i due elettrodi vengono interposte (fig. 3) alternativamente membrane permeabili ai cationi (membrane cationiche) ed agli anioni (membrane anioniche), in uno dei compartimenti formati da una coppia di membrane si ha un impoverimento in sali dell'acqua alimentata, mentre nei compartimenti attigui si ha un arricchimento.

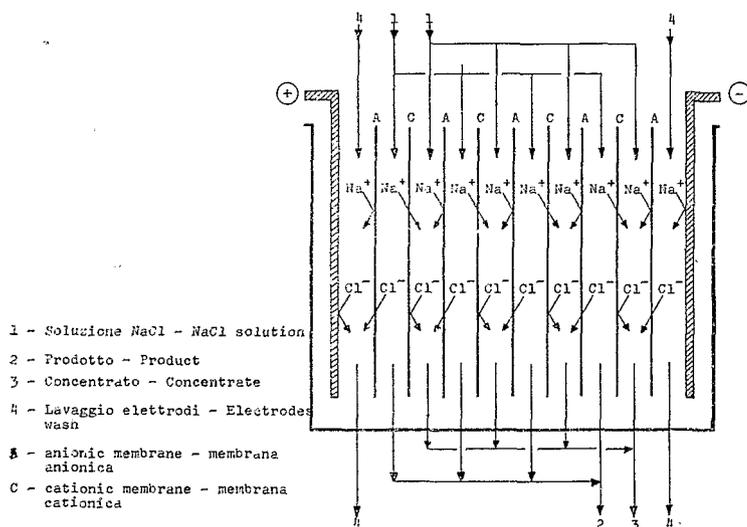
In un apparato costruito da una singola cella (intendendo per cella l'insieme costituito da una membrana anionica ed una cationica) il numero di grammi equivalenti di sali trasportati è uguale al numero di Faraday di elettricità passati. In un apparato costituito da più celle in parallelo ogni Faraday può trasportare più di un equivalente e più precisamente ne può trasportare tanti quante sono le celle. Uno dei fenomeni che più incide su questo processo è quello di polarizzazione, comune anche ad altri processi utilizzando membrane, quale ad esempio l'osmosi inversa.

La polarizzazione è una variazione di concentrazione che avviene nei due strati limite aderenti alle superfici della membrana ed è dovuta al diverso numero di trasporto degli ioni in soluzione e nella membrana.

Gli effetti del fenomeno di polarizzazione sono i seguenti:

— se la concentrazione sulla superficie della membrana è molto minore di quella nella massa liquida, si riduce la conducibilità della soluzione ed aumenta quindi la resistenza elettrica;

Fig. 3 - Schema di funzionamento del processo ad elettrodialisi - Scheme of operation of electro dialysis process



— se la concentrazione sulla superficie della membrana tende a zero, il trasporto della corrente viene effettuato dagli ioni  $H^+$  ed  $OH^-$  derivanti dalla dissociazione dell'acqua; ciò si traduce in un abbassamento del rendimento di corrente ed inoltre comporta una variazione di pH in prossimità della membrana cationica con possibilità di provocare la precipitazione di sali e di sviluppare  $CO_2$ , effetti che conducono ad un aumento di resistenza.

Per ridurre questi fenomeni di polarizzazione si cerca di aumentare la turbolenza della massa liquida in modo da ridurre lo strato limite ed il gradiente di concentrazione; l'aumento della turbolenza comporta però un aumento delle perdite di carico e quindi un aumento del consumo di energia per il pompaggio; inoltre anche le membrane debbono essere modificate perchè debbono presentare una maggiore resistenza.

La polarizzazione è direttamente collegata alla densità di corrente (rapporto tra l'intensità di corrente e la superficie della membrana) che è un parametro fondamentale del processo. Essa è infatti proporzionale al consumo di energia in maniera diretta ed alla superficie di membrana in maniera inversa: il suo valore dovrebbe quindi risultare da uno studio di ottimizzazione che tenesse conto dei due suddetti fattori. In pratica però non possono essere adottati i valori di tale ottimizzazione, perchè questi superano di solito i limiti imposti dal fenomeno di polarizzazione.

Il processo dipende inoltre fortemente dalla salinità e dalla composizione dell'acqua da dissalare e dalla purezza che si vuole ottenere nel prodotto: l'energia necessaria cresce rapidamente con l'aumentare della salinità ed il limite economico attuale è per una salinità di circa  $5\ 000 + 6\ 000$  ppm; inoltre le specie di sali presenti hanno grandissima importanza sia sul consumo di energia che sull'affidabilità dell'impianto; per quanto riguarda la purezza del prodotto, non è conveniente scendere al di sotto di 300 ppm perchè oltre questo valore aumenta troppo la resistenza che l'acqua offre al passaggio della corrente.

## 2. DESCRIZIONE E CARATTERISTICHE DEGLI IMPIANTI

Gli impianti basati sul processo di elettrodialisi sono largamente diffusi in tutto il mondo per la loro semplicità sia costruttiva che di esercizio.

Gli elementi essenziali di un impianto di questo tipo sono i pacchi di celle contenenti le membrane, gli spaziatori e gli elettrodi, il rettificatore di corrente, le pompe per il diluito ed il concentrato e sistemi di dosaggio degli additivi, se necessari.

I pacchi di celle consistono di un certo numero di membrane alternativamente anioniche e cationiche separate da spaziatori che hanno il compito di distribuire il fluido di tutta la superficie delle membrane e di aumentarne la turbolenza, nonché di evitare che le membrane vengano a contatto tra di loro sotto l'effetto di differenze di pressione eventualmente esistenti.

Il numero di celle che costituisce un pacco è limitato dalla necessità di non applicare una differenza di potenziale troppo elevata tra gli elettrodi; in genere questa ddp è mantenuta inferiore agli  $800 + 900$  Volt.

Alle estremità del pacco sono sistemati gli elettrodi, il catodo, realizzato generalmente in acciaio inossidabile, nickel o grafite, l'anodo, in materiali platinati o grafite; nei due compartimenti adiacenti agli elettrodi viene inviato un flusso di acqua che viene direttamente scaricato in quanto contaminato dai prodotti delle reazioni elettrochimiche che avvengono agli elettrodi.

Il rettificatore di corrente è parte integrante dell'impianto ed ha il compito di trasformare la corrente alternata in corrente continua adatta ad essere applicata agli elettrodi per il trasporto delle cariche elettriche.

La disposizione dei pacchi di celle, in serie o in parallelo, è comandata da due parametri: la portata dell'acqua da dissalare e la differenza di salinità tra alimentazione e prodotto. Dalla portata dipende il numero di pacchi che è necessario mettere in parallelo, mentre dalla salinità dipende il numero di pacchi da mettere in serie.

L'acqua di alimentazione viene generalmente trattata prima di essere inviata all'impianto allo scopo di eliminare quelle sostanze che potrebbero disturbarne la marcia: normalmente il trattamento consiste in una filtrazione e nell'acidificazione per eliminare i bicarbonati e le conseguenti precipitazioni dei sali di calcio e magnesio.

Il concentrato è in genere in ricircolazione per evitare un eccessivo consumo di acqua: la quantità di acqua di reintegro è determinata dalla necessità di non raggiungere concentrazioni troppo elevate con conseguenti precipitazioni. Nella fig. 4 è

Fig. 4 - Consumo specifico di energia elettrica per unità ad elettrodialisi in funzione della differenza di salinità tra alimentazione e prodotto. (salinità del prodotto:  $7\text{ eq/m}^3$ )  
Specific consumption of electrical energy per electro dialysis unit, as a function of difference in salinity between feed and product (product salinity:  $7\text{ eq/m}^3$ )

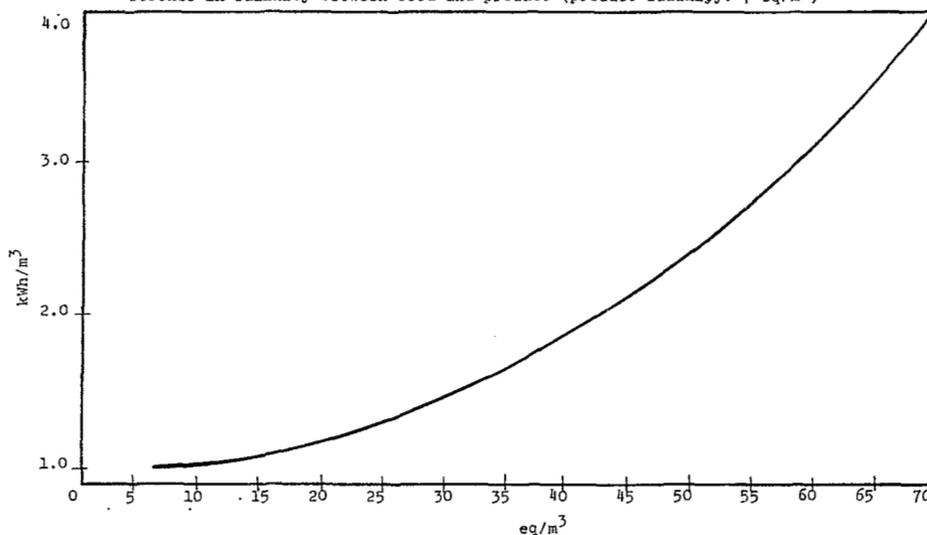


Fig. 5 - Costo di impianto di unità ad elettrolisi in funzione della potenzialità per diversi fattori di dissalazione  
Cost of electrolysis unit plants, as a function of potentials for different desalination factors

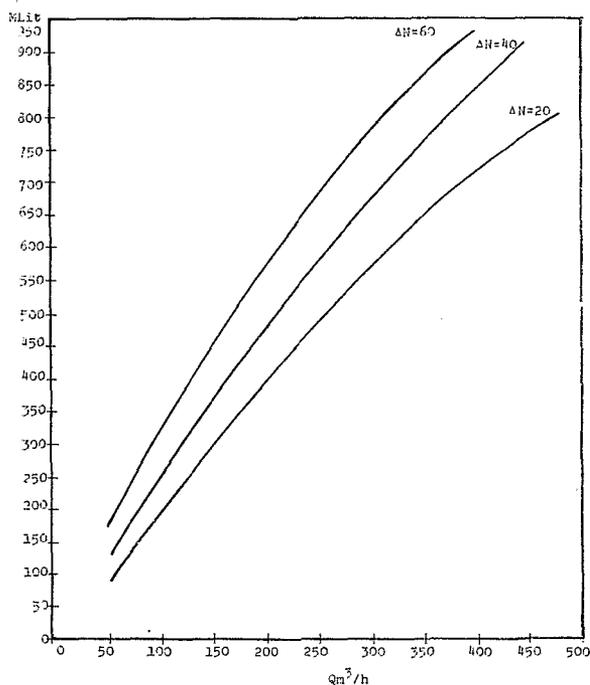
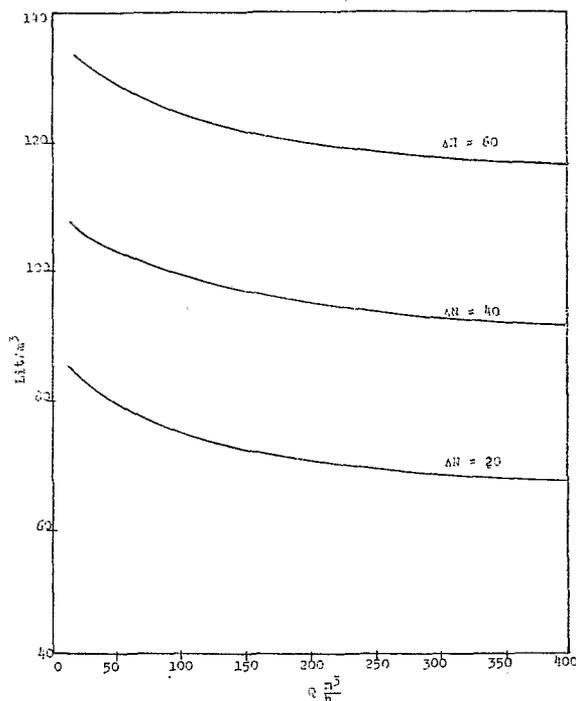


Fig. 6 - Costo dell'acqua prodotta da impianti ad elettrolisi (Parametro: salinità rimossa in eq/m³)  
Cost of water produced by electrolysis plants (Parameter: removed salinity, in eq/m³)



riportato il consumo specifico di energia in funzione della salinità dell'alimentazione; si tratta naturalmente di un valore medio in accordo con il costo di impianto dato nella fig. 5 perchè anche in questo processo è possibile ridurre il consumo di energia aumentando la superficie di membrane impiegate, e cioè in definitiva aumentando il costo di impianti.

### 3. COSTI DI IMPIANTO

I costi di impianto riportati nella fig. 5 sono stati desunti da impianti esistenti, da offerte pervenute per impianti da realizzare e da studi teorici.

Essi si riferiscono agli impianti di dissalazione montati e pronti per il funzionamento, con limiti di fornitura corrispondenti alle flange per l'alimentazione, il prodotto e la salomonia e agli attacchi dei collegamenti per l'energia.

### 4. COSTO DELL'ACQUA PRODOTTA

I costi dell'acqua prodotta sono riportati in fig. 6 in funzione della potenzialità oraria avendo assunto come parametro la salinità dell'acqua di alimentazione. Per i diversi fattori icostituenti il costo dell'acqua sono stati considerati i seguenti valori :

- quota di ammortamento annuo basata su una vita prevista per l'impianto di 20 anni con un interesse del 7 %;
- durata delle membrane : 5 anni;
- costo dell'energia elettrica: 10 £/kWh
- mano d'opera da 2 a 4 persone in funzione della potenzialità.

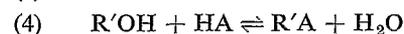
Processi basati sullo scambio ionico.

### 1. CONSIDERAZIONI GENERALI

Nei processi basati sullo scambio ionico viene sfruttata l'attitudine posseduta da particolari composti sintetici (resine di trattenere gli ioni contenuti nell'acqua da dissalare, scambiandoli con altri ioni.

Quando la capacità della resina di realizzare questo scambio è esaurita, occorre ricreare nella resina le condizioni iniziali e cioè si ottiene trattandola con una soluzione rigenerante, che contenga in grande concentrazione lo ione scambiato.

Le reazioni reversibili che avvengono nelle due fasi di servizio e di rigenerazione possono essere rappresentate dalle :



in cui R rappresenta il radicale della resina, C il catione e A l'anione generico.

La reazione avviene da sinistra verso destra nella fase di servizio e da destra verso sinistra nella fase di rigenerazione, il rigenerante essendo una soluzione concentrata rispettivamente di acido e di base.

Il verso in cui avviene la reazione è determinato dalle concentrazioni relative delle specie ioniche interessate.

E' inoltre necessaria una terza fase nel ciclo di lavoro della resina, detta di lavaggio, necessaria per rimuovere dalle resine prima della fase di esercizio l'eccesso di rigenerante rimasto.

Il processi a scambio ionico sono stati utilizzati sino ad oggi per la dissalazione anche totale di acqua a basso contenuto

salino (100 + 800 ppm), mentre non sono stati impiegati per la produzione di acqua potabile da acque a medio contenuto salino (sino a 2 500 ppm) a causa delle seguenti limitazioni :

— il costo dei reagenti chimici necessari per la rigenerazione diventa eccessivo;

— lo smaltimento dei reagenti esausti, quando non stechiometricamente bilanciati, crea problemi di neutralizzazione;

— alcune resine richiedono per il lavaggio acqua trattata, diminuendo in tal modo la produttività specifica;

Le ricerche condotte in questi ultimi tempi hanno dato risultati promettenti per la dissalazione di acque a medio contenuto salino, utilizzando nuovi schemi di processo, nuove tecniche operative, rigeneranti di basso costo e sistemi di rigenerazione non convenzionali, ad esempio, utilizzando energia elettrica o termica.

I processi a scambio ionico sono essenzialmente di tipo discontinuo in quanto ogni fase di esercizio deve essere necessariamente seguita da una fase di rigenerazione, durante la quale la resina non lavora per la purificazione dell'acqua da trattare.

Negli impianti tradizionali la continuità della produzione di acqua è assicurata dall'uso di più colonne in parallelo in modo che, mentre alcune sono nelle varie fasi di rigenerazione e lavaggio almeno una sia in produzione.

Ne consegue che una stessa colonna in cui si susseguono le fasi di servizio, rigenerazione e lavaggio, deve essere dimensionata secondo un compromesso che soddisfi le necessità delle diverse fasi.

Ultimamente sono stati messi a punto degli impianti continui. La continuità della produzione è ottenuta facendo circolare le resine nelle varie sezioni di cui è costituito l'impianto per mezzo di impulsi idraulici, ottenendo così che ogni sezione lavori solo per una determinata fase e possa essere ottimizzata in funzione di questa; inoltre vengono impiegati volumi di resine.

Negli impianti continui le resine vengono sottoposte a maggiore usura meccanica ed a shock osmotici, per cui occorre usare resine di migliore qualità ed, in definitiva, di maggior costo. I processi per la dissalazione di acqua salmastra non sono però ancora usciti dalla fase sperimentale.

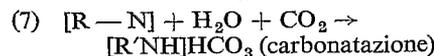
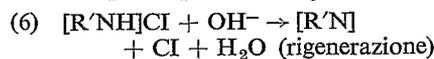
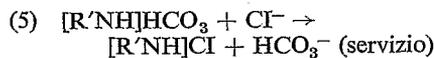
## 2. DESCRIZIONE E CARATTERISTICHE DEI PROCESSI E DEGLI IMPIANTI

### 2.1. Processo Desal

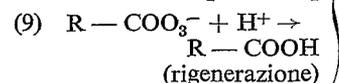
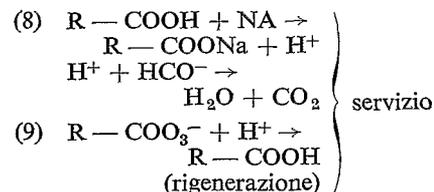
Il processo Desal il cui schema è riportato in fig. 7 utilizza la proprietà di particolari resine anioniche deboli di poter essere rigenerate nella forma bicarbonato, mediante soluzioni di anidride carbonica. In questa forma la resina ha una favorevole selettività per i cloruri in confronto ai bicarbonati. L'effluente della unità scambiatrice contiene bicarbonati in quantità corrispondente ai cationi presenti; questi ultimi possono essere trattati su di una normale resina cationica debole. La rigenerazione della unità cationica è ottenuta,

in maniera convenzionale, con acido solforico o cloridrico. La resina anionica viene prima rigenerata con una base (ammoniaca) e quindi viene carbonata con una soluzione di acido carbonico.

Le reazioni sulle quali si basa il processo sono le seguenti : per la resina anionica



per la resina cationica

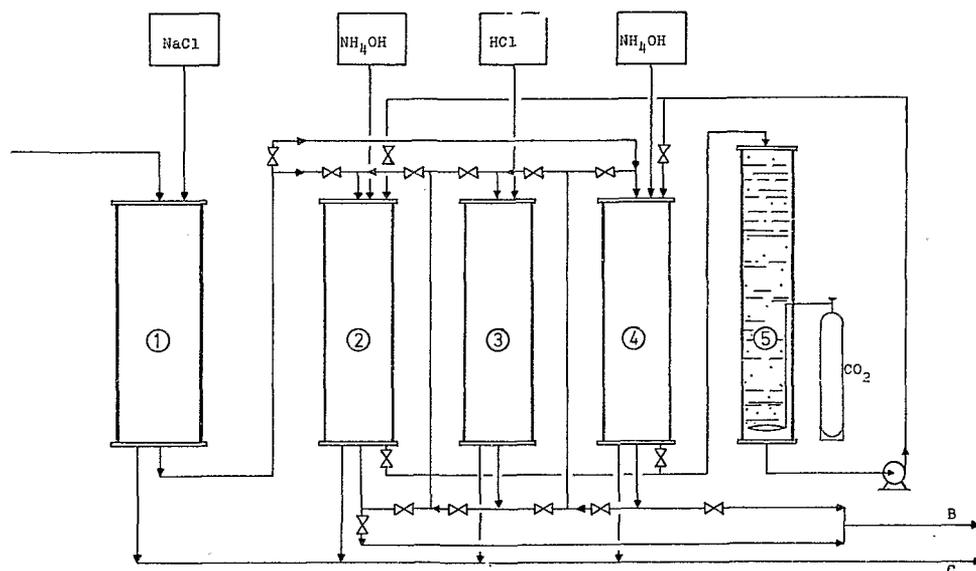


Le prime tre reazioni avvengono, in fasi successive, sulla resina anionica; le altre due si riferiscono alla resina cationica (R indica il radicale della resina).

Il processo risulta vantaggioso perchè le resine deboli possono essere rigenerate con quantitativi di reagente di poco superiori allo stechiometrico, e richiedono limitati volumi di acqua di lavaggio; esse presentano inoltre capacità di scambio maggiori rispetto alle resine forti e sono meno sensibili all'inquinamento da sostanze organiche. Nella sua forma originale il processo era stato realizzato in tre unità scambiatrici collegate in serie, delle quali le due estreme con resine anioniche e la centrale con resina cationica. Il flusso di acqua da trattare, dopo aver attraversato la prima unità, in forma bicarbonato, passa nell'unità centrale, dove si libera CO<sub>2</sub>. L'acqua prodotta, ricca di CO<sub>2</sub>, attraversa quindi l'unità di coda, dove avviene la carbonatazione della resina, già rigenerata secondo la reazione (3).

Nel ciclo successivo si inverte il senso del

Fig. 7 - SCHEMA PROCESSO DESAL - DESAL PROCESS SCHEME



flusso, e l'unità precedentemente, carbonatata è per prima attraversata dal fluido da trattare, mentre l'anionica che prima era in testa al ciclo, una volta rigenerata, è pronta per subire la carbonatazione come unità di coda.

Recentemente si è ritenuto preferibile modificare lo schema di processo: la terza unità anionica è sostituita da un decarbonatore sotto vuoto, per il recupero della  $\text{CO}_2$  sviluppatasi, la quale viene inviata in testa all'impianto, a miscelarsi con l'acqua da trattare. Le ricerche condotte su di un impianto così modificato, hanno evidenziato un sensibile miglioramento nelle prestazioni della resina anionica.

### 2.2. Processo cationica forte - cationica debole

Il processo, utilizzato frequentemente nel trattamento di acque per uso industriale, è stato recentemente ripreso in esame, con l'adozione di accorgimenti volti a migliorare l'efficienza di rigenerazione, ed utilizzare per il lavaggio acque in quantitativi minori e di qualità peggiore (acque grezze anziché trattate ed a migliorare il rapporto tra tempo effettivo di produzione e tempo di rigenerazione.

### 2.3. Processo SIRA

Il processo originale SIRA, sviluppato presso la Sezione di Bari dell'Istituto di Ricerca Sulle Acque del C.N.R. è basato sull'impiego prevalente di resine deboli. Lo schema base di tale processo è riportato in fig. 8. La prima colonna è divisa nelle due sezioni  $C_1$  e  $C_{11}$ , contenenti resine cationiche deboli e forte, rispettivamente. La seconda colonna è divisa nelle sezioni  $A_1$ , contenente resina anionica debole, e  $A_{11}$ , con resina mediamente basica.

Parte dell'effluente da questa colonna può essere riciclato in testa alla prima colonna. La colonna  $C_{11}$ , infine, contiene resina cationica, forte o debole, in funzione del grado di purezza richiesto all'acqua prodotta. Il degasatore sottovuoto D permette il continuo riciclo della  $\text{CO}_2$  necessaria al processo.

Le caratteristiche principali del processo SIRA sono:

1) rigenerazione delle resine in controcorrente rispetto al senso del servizio, che viene effettuato dal basso verso l'alto a portate acquose tali da prevenire la fluidizzazione delle resine;

2) impiego di resina cationica debole di tipi carbossilico nel trattamento iniziale di dissalazione.

3) riciclo dell'acqua di alimentazione di una parte dell'effluente del trattamento anionico, privo di durezza e ricco di bicarbonati. Il riciclo ha la funzione di modificare il rapporto iniziale bicarbonati/durezza totale nell'acqua di alimento, in maniera tale che sulla resina carbossilica possa aver luogo la completa rimozione della durezza totale oltre che dell'Fe eventualmente presente. E' così possibile rigenerare la resina cationica forte con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrato mentre la resina cationica debole viene rigenerata con l'eccesso di acido necessario alla rigenerazione della prima resina, previa diluizione onde evitare la precipitazione di  $\text{CaSO}_4$ .

4) possibilità di rigenerare parzialmente per semplice idrolisi con acqua grezza la resina anionica debole della sezione  $A_1$ .

Nel processo SIRA esiste una precisa correlazione tra la quantità di effluente da riciclare, il quantitativo di  $\text{CO}_2$  da apportare sulla colonna anionica, e l'acidità minerale libera prodotta dalla resina cationica forte, in relazione alla qualità dell'acqua da trattare.

Detti

$A$  = conc. anioni forti nell'acqua di alimento (meq/l);

$M$  = conc. bicarbonati nell'acqua di alimento (meq/l);

$H$  = conc. durezza totale nell'acqua di alimento (meq/l);

$FMA$  = conc. ione idrogeno nell'effluente della colonna contenente resina cationica forte (meq/l);

$X$  = effluente anionico riciclato/acqua di alimento ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ );

$Y$  =  $\text{CO}_2$  riciclata/ $\text{CO}_2$  residua nell'acqua trattata ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ );

$Z = FMA/M$ ;

e posto

$K = A/M$ ;

$Z = FMA/M$ ;

$T = \frac{H - M}{M}$ ;

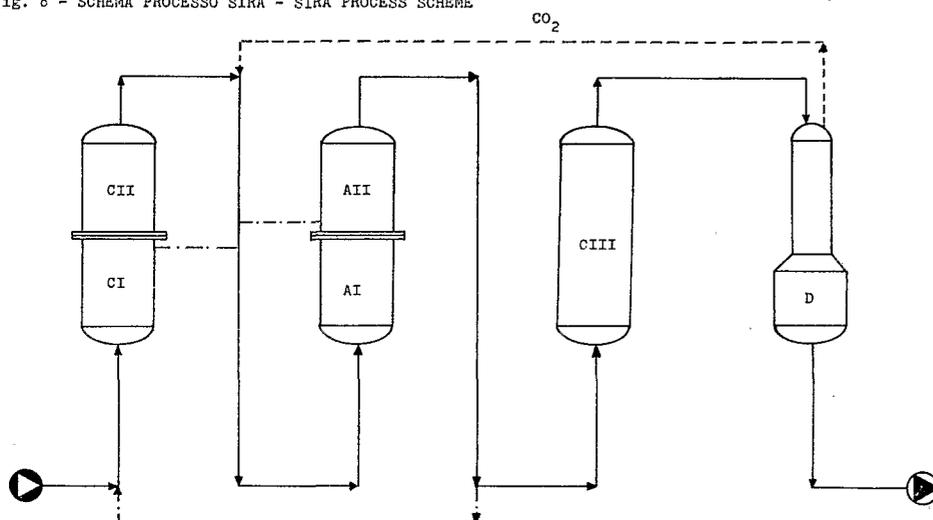
semplici considerazioni di bilancio consentono di correlare le suddette variabili nella seguente relazione generale

$$(10) \quad Y = \frac{K}{1 + X} - (1 + Z)$$

Tale relazione mostra come l'entità dell'apporto di  $\text{CO}_2$  dall'esterno e quindi il lavoro e le dimensioni del degasatore sotto vuoto D, diminuiscono aumentando sia il rapporto di riciclo  $X$  che l'acidità minerale libera prodotta tramite la resina cationica forte.

Nelle prove effettuate su impianti da  $0.75 \text{ m}^3/\text{h}$ , realizzato dall'IRSA presso il laboratorio di Bari per la verifica su scala pilota dei risultati ottenuti in laboratorio

Fig. 8 - SCHEMA PROCESSO SIRA - SIRA' PROCESS SCHEME



con il processo SIRA, il riciclo della  $CO_2$  è stato completamente soppresso. Tale impianto pilota ha permesso di esaminare estensivamente l'applicabilità di tale processo alla dissalazione parziale di acqua salmastre del tipo di quella presente nel sottosuolo pugliese, verificando al contempo la notevole versatilità di detto processo.

### 3. COSTI DI IMPIANTO

Il costo di un impianto a scambio ionico discontinuo è funzione dei seguenti elementi :

- produzione giornaliera netta;
- composizione chimica dell'acqua di alimentazione;
- salinità dell'acqua prodotta;
- reagenti acidi ed alcalini disponibili ed utilizzabili;
- tipo di processo prescelto.

Per basse potenzialità risulta conveniente articolare l'impianto su di una sola linea di trattamento, completata da un serbatoio finale di accumulo dell'acqua prodotta, che assicuri l'erogazione durante la rigenerazione delle unità. Naturalmente in questo caso le unità devono essere dimensionate in maniera da erogare, durante il servizio, una portata maggiore di quella da inviare all'utilizzazione.

Un impianto a scambio discontinuo si può considerare come costituito dalle seguenti parti :

- resine scambiatrici;
- unità scambiatrici, complete di valvole e tubazioni ma senza resine;
- decarbonatore (atmosferico e sotto vuoto);
- stazioni di accumulo e preparazione reagenti;
- strumentazione di controllo ed automatismo;
- serbatoio di accumulo acqua prodotta, pompe di alimentazione dell'impianto e tubazioni di intercollegamento fra le unità.

Allorchè sia stato prescelto il tipo di processo da adottare sulla base delle caratteristiche dell'acqua di alimentazione e dell'acqua prodotta, individuati i rigeneranti acidi ed alcalini disponibili economicamente sul luogo dell'installazione, è possibile scegliere il tipo di resina più adatto, stabilirne le prestazioni e determinare quindi il volume necessario.

Le dimensioni delle unità scambiatrici destinate a contenere le resine scaturiscono da ben noti criteri di progettazione. A titolo di esempio sono stati determinati i costi di impianti a scambio ionico, per un processo articolato su cationica forte, anionica debole e decarbonatore atmosferico in funzione della produzione giornaliera netta, per quantitativi di sali rimossi pari a 10 e 30 eq/m<sup>3</sup> : essi sono riportati nel grafico di fig. 9 in funzione della potenzialità.

### 4. COSTO DELL'ACQUA PRODOTTA

Le componenti che concorrono a determinare il costo dell'acqua prodotta da impianti a scambio ionico dipendono dalle condizioni locali in misura maggiore di quanto non avvenga per altri processi.

Fig. 9 - Costo di impianti a scambio ionico - Cost of ion exchange plants

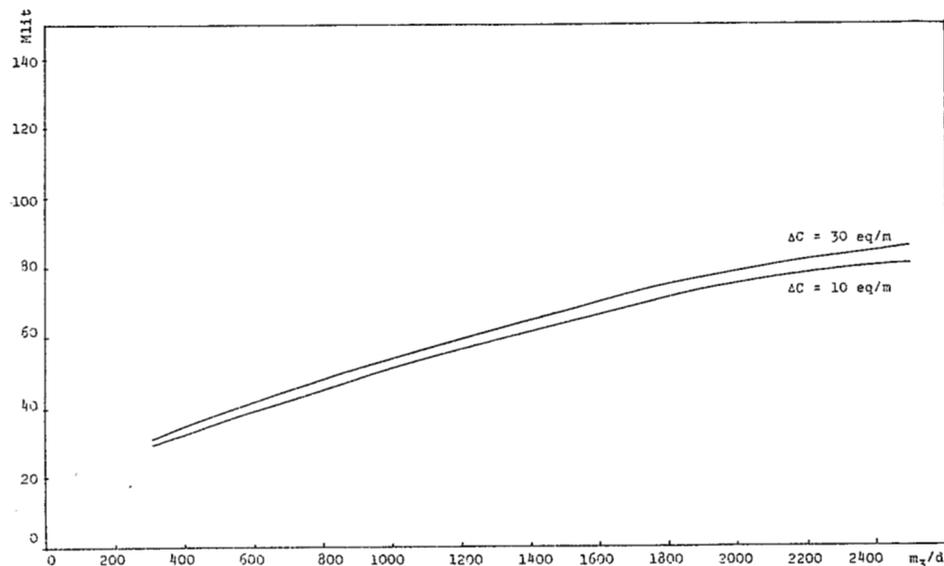
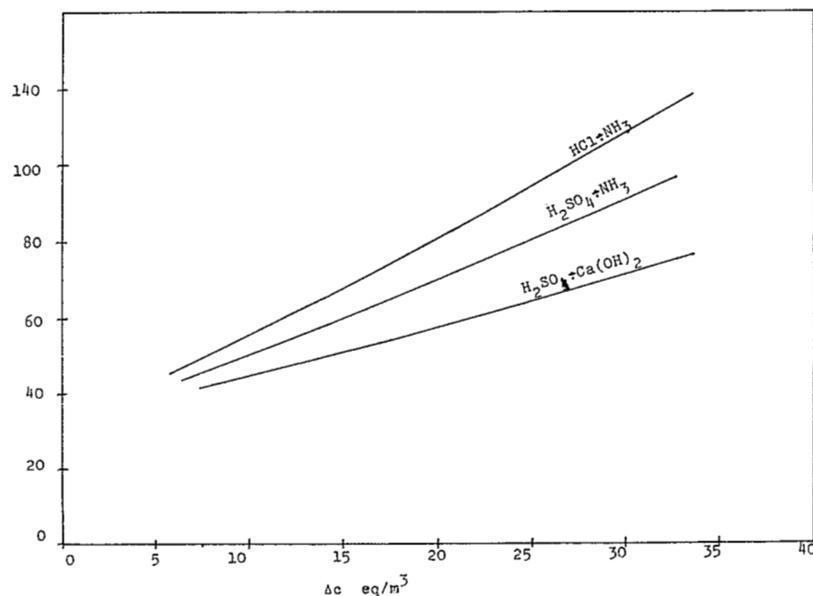


Fig. 10 - Costo dell'acqua prodotta con vari rigeneranti (Produzione 2500 m<sup>3</sup>/d) - Impianti a scambio ionico - Cost of water produced with different regenerating products (Production: 2500 m<sup>3</sup>/d) - Ion exchange plants



Infatti, la composizione chimica dell'acqua grezza influisce sulla scelta del processo, e quindi sul tipo e sul quantitativo di resine da utilizzare, cioè in definitiva sul costo d'impianto e sul consumo di reagenti. Inoltre il tipo ed il costo dei reagenti resi disponibili sul luogo dell'installazione deve essere valutato attentamente, al fine di scegliere la soluzione economicamente più conveniente.

Ciò risulta particolarmente importante se si considera che il costo della rigenerazione, per trattare un'acqua salmastra, può oscillare dal 40 al 70 % del costo totale del prodotto.

A titolo di esempio sono riportati i costi dell'acqua prodotta da un impianto costituito da cationica forte, anionica debole e decarbonatore atmosferico.

Per la valutazione dei costi sono stati assunti i seguenti dati :

— quota di ammortamento annua pari all'11 % del costo di impianto (vita dell'impianto 15 anni, interessi del capitale 7 %);

— costo annuo della manutenzione pari al 2 % del costo dell'impianto;

— calo annuo delle resine cationiche ed anioniche pari al 5 %;

— costo per la manodopera, costituita da 1, 2 o 4 unità, in dipendenza della potenzialità, di 3 Mlit/anno per operatore;

— consumo di energia elettrica medio di 0,5 kWh/m<sup>3</sup>;

— costi dei rigeneranti come segue : rigenerante al 100 %

HCl costo in Lit/kg 42 = Lit/eq. 1,54

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> costo in Lit/kg 20 = Lit/eq. 0,98

NaOH costo in Lit/kg 50 = Lit/eq. 2,00

NH<sub>3</sub> costo in Lit/kg 70 = Lit/eq. 1,19

Ca(OH)<sub>2</sub> costo in Lit/kg 10 = Lit/eq. 0,37

I costi dell'acqua prodotta su riportati in fig. 10 in funzione dei sali rimossi, per un impianto della potenzialità di 2500 m<sup>3</sup>/d, fissando come parametro le combinazioni di rigeneranti utilizzabili prima visti e cioè HCl-NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-Ca(OH)<sub>2</sub>.



impianti prevedono soltanto il pretrattamento dell'acqua di alimentazione su resina cationica, ma non la resina anionica prima descritta.

E' stato inoltre costruito un impianto dimostrativo, della capacità di 7 500 m<sup>3</sup>/d, su finanziamento della Cassa per il Mezzogiorno.

Tale impianto è stato realizzato presso il serbatoio di alimentazione dell'Acquedotto di Brindisi e verrà gestito dall'Acquedotto Pugliese in stretta collaborazione con i ricercatori progettisti dell'IRSA.

Lo schema dell'impianto che, come è detto, è costituito da una sezione a scambio ionico e da una sezione ad elettrodialisi, è riportato in fig. 11.

In Tab. II abbiamo riportato un confronto economico tra tale impianto e quello tradizionale di Vieste, secondo i dati ricavati dall'esercizio prima della messa in funzione della sezione di pretrattamento.

Come si può notare, la riduzione del costo di produzione dell'acqua dissalata è di circa il 40 %.

Fig. 11 - SCHEMA PROCESSO ABBINATO ED-SI DI BRINDISI  
SCHEMA OF ED-SI TWIN PROCESS, BRINDISI

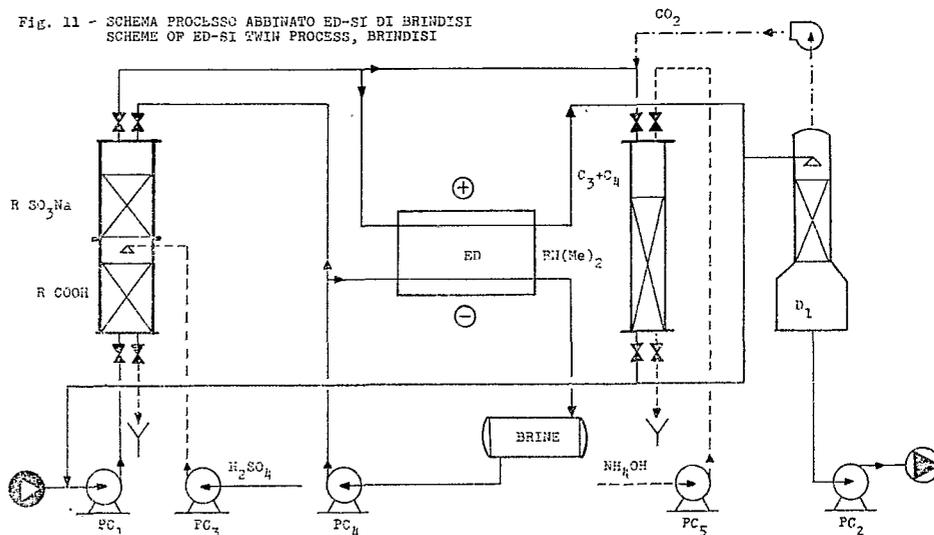


TABELLA II

#### CONCLUSIONI

I processi per la dissalazione dell'acqua salmastra sono molteplici.

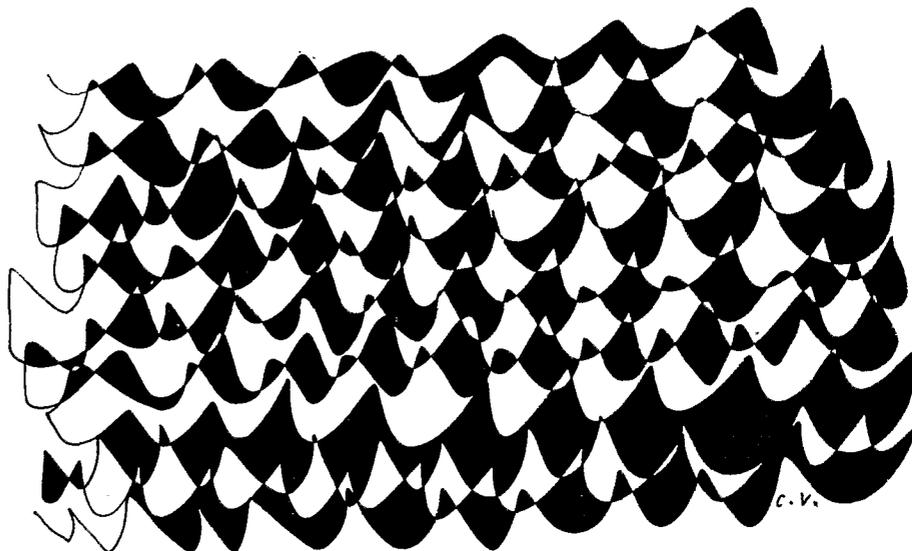
La scelta del sistema più idoneo dipenderà dalla localizzazione dell'impianto e soprattutto dalla salinità e dalla composizione dell'acqua da trattare.

Risultati molto interessanti, dal punto di vista economico si possono ottenere combinando appositamente i due processi a scambio ionico ed elettrodialisi, come è stato detto realizzato nell'impianto dimostrativo di Brindisi.

E' possibile dissalare acqua con contenuto salino di 2,5-3 g/l ad un costo che si aggira intorno alle 70 £/m<sup>3</sup>, compreso ammortamento. Ciò sta a dimostrare che questa tecnica di dissalazione delle acque salmastre è già sin da ora competitiva con le altre fonti di approvvigionamento idrico, soprattutto a scopi potabili, in regioni aride o semiaride.

	Impianto ED Vieste senza pretratta- mento	Impianto abbi- nato SI-ED di BR.
Costo dell'impianto (escluse spese civili, cabina trasf. ecc.) Lit. . . . . .	140 000 000.=	380 000 000.=
Produzione oraria m <sup>3</sup> /h . . . . .	43	250
Produzione annua (m <sup>3</sup> /a) . . . . .	240 000.=	2.000.000.=
Ammortamento (Lit/m <sup>3</sup> ) 12 % annuo per 10/a . . . . .	70	23
Energia elettrica (£/m <sup>3</sup> ) (10 Lit/kWh) . . . . .	(2.5 kWh/m <sup>3</sup> ) 25	(1.2kWh/m <sup>3</sup> ) 25
Acido solforico (15 Lit/Kg) . . . . .	(0.44 Kg/m <sup>3</sup> ) 7	(0.75 Kg/m <sup>3</sup> ) 12
Ammoniaca (lit/m <sup>3</sup> ) (70 Lit/Kg) . . . . .	—	(0.22 Kg/m <sup>3</sup> ) 16
Ricambio membrane (Lit/m <sup>3</sup> ) . . . . .	10	1
Rabbocco resine (Lit/m <sup>3</sup> ) (5 % annuo) . . . . .	—	1
Totale (Lit/m <sup>3</sup> ) . . . . .	112	65

N.B. — Nella valutazione non é compresa l'incidenza della manodopera.



C. V.