POLITECNICO DI TORINO

Corso di Laurea Magistrale
in Ingegneria Meccanica

Tesi di Laurea Magistrale

Progettazione di piccoli impianti di dissalazione a osmosi inversa per trattamento di acqua salmastra a scopo irriguo

Relatori

Prof. Tiraferri Alberto

Prof. Asinari Pietro

Candidato

Paola Cipollone

Aprile 2019

Alla mamma Adina,

A Giuseppe sr. e jr,

A Marco e Janice,

ai miei affetti

Alla fine tutto si dissolve in sistemi di formule,
in qualche modo collegate tra loro;
e nel vasto mondo non v'è che qualche dozzina di persone
le quali persino di una cosa semplice come l'acqua
pensino allo stesso modo;
tutti gli altri ne parlano in linguaggi che stan di casa
in qualche punto tra oggi e alcune migliaia d'anni fa.

"l'uomo senza qualità"

R. Musil, ingegnere e scrittore

ABSTRACT

A livello globale, lo stress idrico è in costante aumento a causa del crescente consumo di acqua dolce sia da parte dei Paesi più ricchi che da quelli in via di sviluppo.
La cruciale importanza dell'approvigionamento idrico è stata confermata anche dalla Food and Agricolture Organization (FAO), che l'ha inserito al sesto posto tra i 17 obiettivi da raggiungere entro il 2030 per garantire la sostenibilità dello sviluppo delle popolazioni.
A causa della scarsità d'acqua per l'irrigazione, il rischio di perdita del raccolto agricolo in alcune zone del Mozambico supera il 50%, con picchi registrati del 75%.
La trivellazione per la ricerca di nuove fonti di approvvigionamento ha rivelato un'ingente quantità di falde salmastre che non consentono il loro uso per scopo potabile o irriguo diretto. Una possibile soluzione per la produzione di acqua dolce è la dissalazione di acqua da falde salmastre. Tuttavia, la carente distribuzione di energia elettrica nelle zone rurali impedisce l'installazione di impianti di grande taglia, ovvero tali da garantire la produzione di oltre 1000 m^3 di acqua dolce al giorno. Per far fronte al problema, è possibile suddividere un vasto territorio in piccole aree, ciascuna fornita di un impianto di dissalazione appositamente dimensionato alimentato tramite un gruppo elettrogeno.
Nel primo capitolo di questa tesi vengono mostrate le principali alternative disponibili per un impianto di dissalazione a scopo irriguo ed i criteri necessari per la scelta della soluzione migliore, tenendo conto sia degli aspetti tecnici che economici. Viene data particolare importanza, data la composizione chimica dell'acqua da trattare, alla quantità di permeato necessario da produrre e la sua qualità. Dopo un accurato studio della letteratura, si propone di trattare dell'acqua che presenta un valore di TDS (*total dissolved solutes)* di circa 12 g/L tramite un sistema BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*) ed un concentratore ad evaporazione, quest'ultimo posto in serie al primo trattamento.
Nel secondo capitolo di questo elaborato vengono descritti i principi di funzionamento dell'osmosi inversa (RO), i sui aspetti critici e i principali componenti dell'impianto. Questo è stato dimensionato tramite il software WAVE, anch'esso descritto nello stesso capitolo, che permette di esplorare agevolmente le possibili configurazioni d'impianto, inclusa una vasta gamma di membrane, per individuare la configurazione che permette di massimizzare la produzione di acqua dolce, minimizzando al contempo l'energia all'ingresso. Il sistema RO mostra buone rese: in particolare, dato un flusso in ingresso di 10 m^3h^{-1} vengono ricavati 6.5 m^3h^{-1} di permeato, abbassando il valore di SAR (*Sodium Adsorption Rate*) dell'87%. Il costo in esercizio viene mantenuto relativamente basso rispetto ad altri sistemi di dissalazione grazie all'utilizzo di un recuperatore di pressione ERT, che permette di ridurre il consumo di energia netto dell'impianto circa del 40%.
L'ultima parte della tesi è dedicata al dimensionamento di un impianto di concentrazione ad evaporazione a singolo stadio, che sfrutta il calore del circuito di

raffreddamento del gruppo elettrogeno. Questo consente di aumentare la resa dell'impianto di un aggiuntivo 0.5% sfruttando esclusivamente fonti termiche di scarto. Infine, l'acqua reflua concentrata proveniente dal trattamento può essere riutilizzata come materiale grezzo di manifattura o per altri prodotti, si prevede perciò uno stoccaggio nelle saline attualmente attive sul territorio locale.

Quindi la risposta alla carenza di acqua a scopo irriguo realizzata con BWRO può essere adottata per soddisfare la necessità di acqua anche in zone rurali, grazie alla modularità della soluzione e al suo basso consumo energetico. Le prospettive future per il miglioramento di tale sistema possono essere l'utilizzo della multi-effect distillation che utilizzi un altro tipo di calore di scarto, i fumi di scarico del gruppo elettrogeno, in modo da concentrare e ridurre il refluo di osmosi inversa per agevolare la gestione delle acque nelle zone che attendono la realizzazione di migliori infrastrutture di smaltimento.

Indice

1 DISSALAZIONE A SCOPO IRRIGUO 2
1.1 Descrizione delle alternative di dissalazione 4
1.2 Scelta della tecnologia di dissalazione a scopo irriguo 9
1.3 Fabbisogno irriguo 12
2 DISSALAZIONE RO 14
2.1 Osmosi e osmosi inversa 14
2.1.1 Fenomeni di trasporto sulla membrana 14
2.1.2 Scaling e fouling 21
2.1.3 Configurazione delle membrane per osmosi inversa 22
2.2 Software WAVE 24
2.3 Recupero della pressione 29
3 LOCALIZZAZIONE E DATI DI INPUT 32
3.1 Ambiente geografico 32
3.2 Quantità, qualità ed uso dell'acqua freatica 34
3.3 Qualità dell'acqua campionata 37
3.4 Acqua reflua concentrata 38
4 IMPIANTO BWRO 41
4.1 Dimensionamento della sezione RO 41
4.2 Risultati e schema funzionale per la sezione RO 44
4.3 Dimensionamento delle condotte in pressione 49
4.4 Dimensionamento del recuperatore ERT 51
4.5 Fabbisogno energetico dell'impianto 53
4.6 Smaltimento dell'acqua concentrata 58
5 ANALISI ECONOMICA 58
5.1 Costo di investimento 58
5.2 Costo in esercizio 60

6 IMPIANTO BWRO CON EVAPORATORE 63
6.1 Dimensionamento della macchina termica 63
6.1.1 Bilancio di massa e bilancio termico 65
6.2 Dimensionamento degli scambiatori 69
6.2.1 Evaporatore 74
6.2.2 Condensatore 76
6.2.3 Preriscaldo 77
6.3 Confronto tra impianto RO e impianto RO con evaporatore 79
7 Conclusioni 81
Bibliografia 82
Ringraziamenti 85

Prefazione

Nella presente tesi si ricerca la soluzione impiantistica ottimale per soddisfare il fabbisogno irriguo in una zona geografica che presenta criticità dal punto di vista della qualità dell'acqua, il Mozambico.

L'impianto di dissalazione più adatto è ricercato tra i metodi più ampiamente utilizzati nel settore: *Multi Effect Distillation*, *Reverse Osmosis*, *Vapour Compression* e *Multi Stage Flash*: si ricerca il sistema che permette di avere un consumo energetico contenuto e costi di investimento sostenibili da parte di un Paese in via di sviluppo.

Per lo scopo, l'acqua prodotta dovrà avere una concentrazione di cloruro di sodio inferiore a 0.5 g/l, valori di sodio che non compromettono la qualità del terreno irrigato e un ingombro dell'impianto contenuto. Generalmente, i sistemi di dissalazione attualmente utilizzati nella produzione di acqua dolce elaborano grandi portate, dell'ordine delle migliaia di metri cubi al giorno e riescono a soddisfare il fabbisogno di acqua potabile per un elevato numero di utenti. Nel caso in questione la soluzione non è finalizzata ad un utilizzo di larga scala, bensì è una risposta per una richiesta limitata di acqua a scopo irriguo, come modulo di dissalazione per una zona agricola. La modularità della soluzione è vantaggiosa ai fini della riproducibilità in diverse zone di installazione che presentano la stessa qualità di acqua da trattare.

Nel primo capitolo si inquadra il luogo di installazione dell'impianto con gli annessi problemi delle fonti dell'acqua salmastra; individuata la soluzione che soddisfa meglio il contenimento del fabbisogno energetico e ottimizza la resa di acqua dolce, si procede con il dimensionamento (cap. 3), descrivendo l'utilizzo del software utilizzato.

Valutati i costi di acquisto e in esercizio nel capitolo 4, si procede al dimensionamento della sezione di evaporazione che utilizza una fonte termica di scarto. Il dimensionamento dell'evaporatore in serie alla RO, espresso nel capitolo 5, si confronta poi con una eventuale configurazione di sola dissalazione di Reverse Osmosis valutandone l'effettiva convenienza, quali rese di acqua pulita, fabbisogni energetici e costi di investimento complessivi.

1 DISSALAZIONE A SCOPO IRRIGUO

In tutto il mondo, la disponibilità di cibo e acqua è vitale per la sopravvivenza dell'umanità e per garantire standard di vita accettabili. L'aumento della popolazione, i cambiamenti climatici e l'industrializzazione in corso stanno facendo pressione sulle risorse idriche esistenti. Le risorse di acqua dolce sono sufficienti solo in parti limitate del mondo. É stimato che il 50% della popolazione mondiale vivrà in regioni soggette a stress idrico dal 2025, il che evidenzia l'importanza di un adeguato livello di gestione e trattamento. Quando le risorse idriche sono limitate, l'irrigazione è penalizzata. Dei settori agricolo, comunale e industriale, l'agricoltura utilizza il 70% della quantità totale di acqua prelevata, come illustrato in figura 1. L'irrigazione con acqua di falda non è una pratica comune in tutto il mondo, mentre l'utilizzo delle acque di superficie è molto diffuso (figura 2, figura 3). Irrigare le colture con l'acqua di falda può integrare la disponibilità per usi agricoli e garantire una migliore gestione delle risorse idriche per vari scopi. [30]

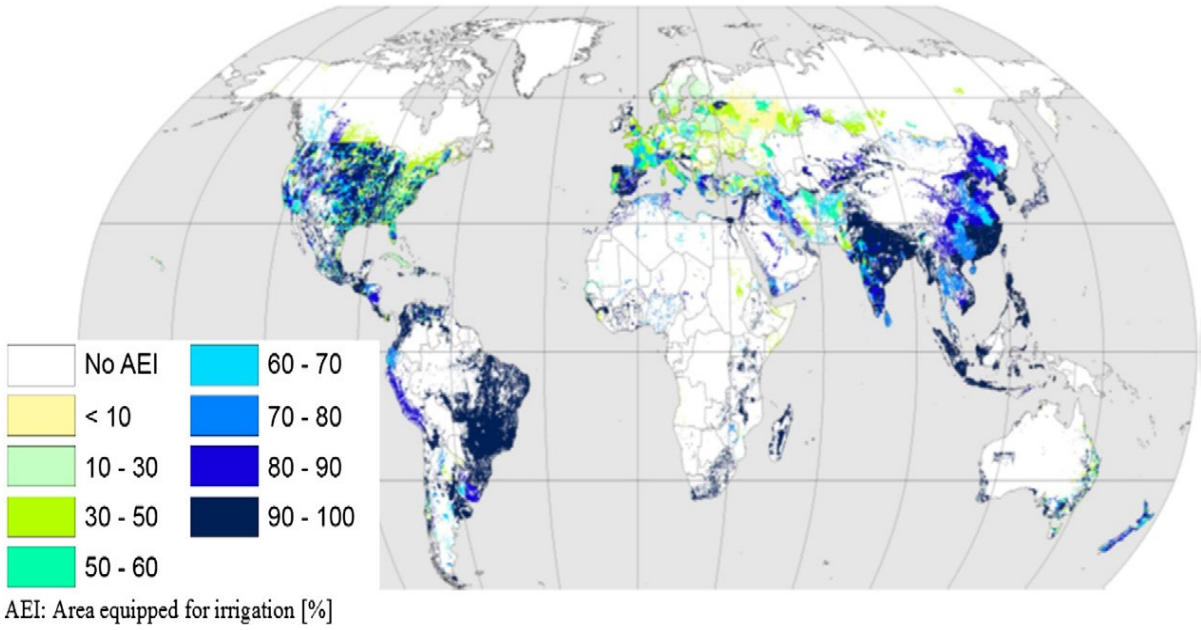


Figura 1: Aree attrezzate per l'irrigazione [30]

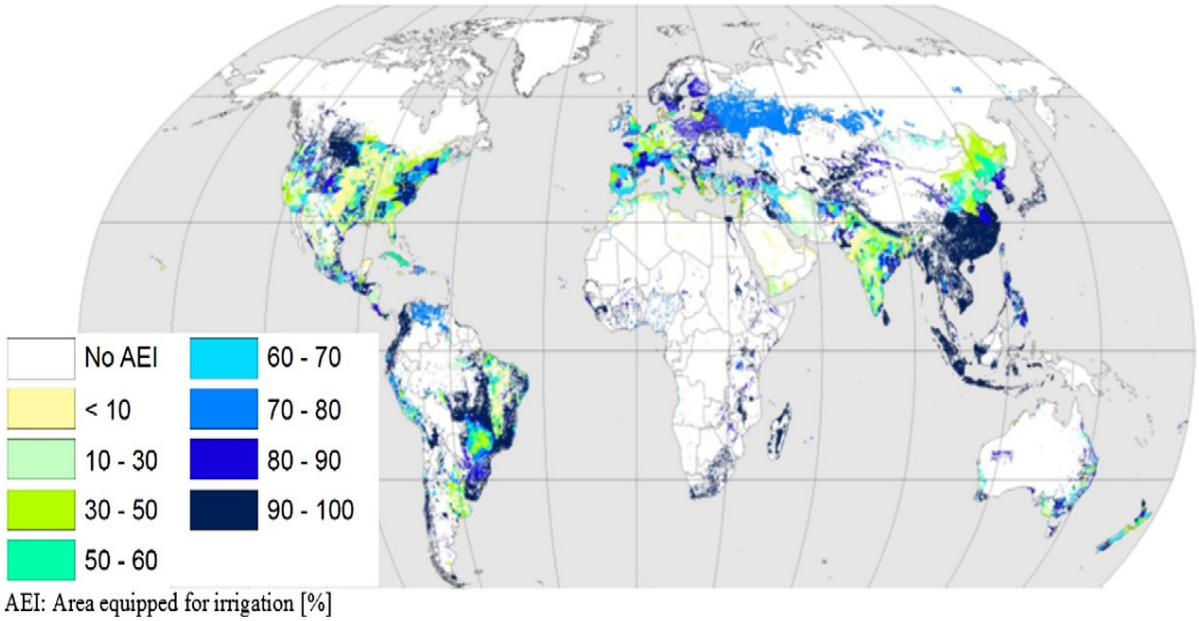


Figura 2: Aree irrigate tramite acque di superficie [30]

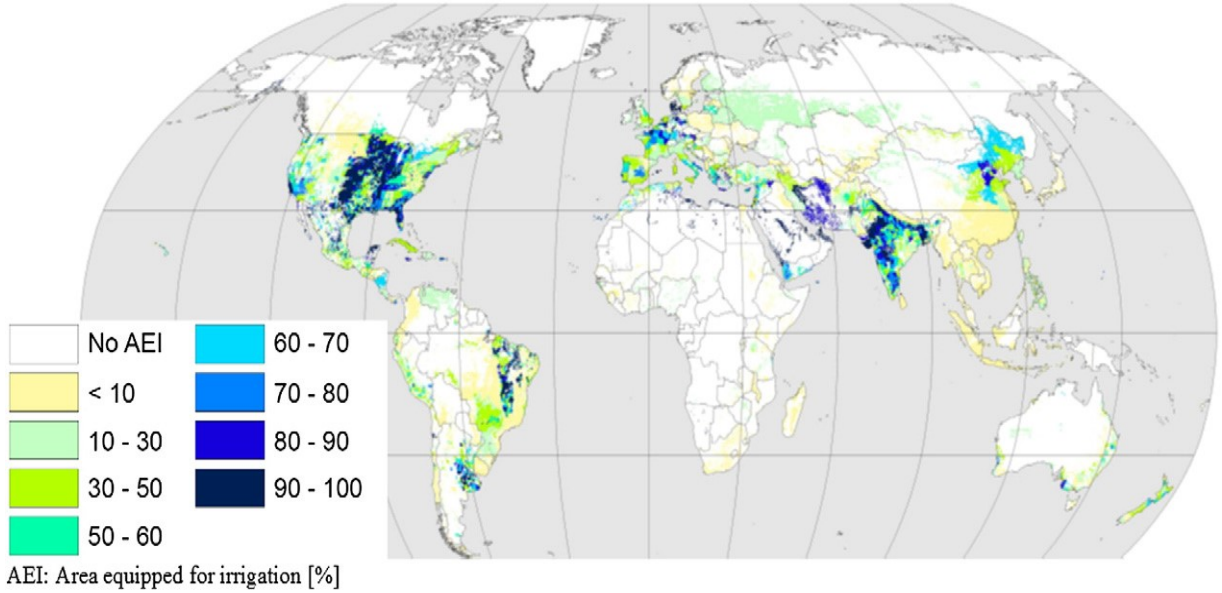


Figura 3: Aree irrigate tramite acque di falda [30]

1.1 Descrizione delle alternative di dissalazione

Ci sono diverse soluzioni tecnologiche per la dissalazione dell'acqua.

La distillazione è la tecnica più sviluppata e può essere applicata per una grande quantità di acqua. Il cambio di fase dell'acqua, da liquido a vapore, è la base di tutte le forme di distillazione. I più comuni metodi di distillazione in questo ambito sono il *multi-effect distillation* (ME) e il *multi-stage flash* (MSF).

Una classificazione può essere basata sulla natura dell'energia che impiega il processo per avvenire; si hanno quindi processi termici, meccanici, elettrici (tabella 1.1).

	classificazione	**natura**	**Qualità acqua feed [ppmTDS]**	**Qualità acqua prodotta [ppmTDS]**	**Energia richiesta media [kWhe/m³]**	**Costo medio [€/m³]**	**impiego**
MSF	distillazione	Termica	10,000-100,000	2-50	15.17	1.07	per acqua salata e salmastra
MED	distillazione	Termica	10,000-100,000	2-50	17.95	1.21	per acqua salata e salmastra
VC	distillazione	Meccanica	10,000-100,000	2-50	9.5 (MVC) 16.26 (TVC)	0.80	per acqua salata e salmastra
RO	Separazione a membrana	Meccanica	Fino a 50,000	100-500	16.58.23 kWh/m³	0.48	per acqua salata e salmastra
ED	Separazione a membrana	Elettrica	Fino a 10,000	300-500	4.07	1.24	per acqua salmastra

Tabella 1.1 Confronto tra i tipi di desalazione attuali. Costi riferiti a una produzione di 40000 m3/giorno. Nel caso di impianti RO, non è considerato il recupero dell'energia tramite recuperatori di pressione, che abbasserebbero il valore della energia richiesta a 4-6 kWh/m³ [5], [16]

Il metodo **MSF**, *multi-stage flash*, è una tecnica molto utilizzata che richiede elevata energia termica (necessaria per l'evaporazione) ed elettrica (necessaria per spostare i fluidi).

È configurato in più stadi a pressione progressivamente minore in modo da permettere l'evaporazione a temperature ridotte. La produttività media di questi sistemi è tra 10000 e 35000 m³/ giorno. La schematizzazione del sistema è riportata in figura 1.1.

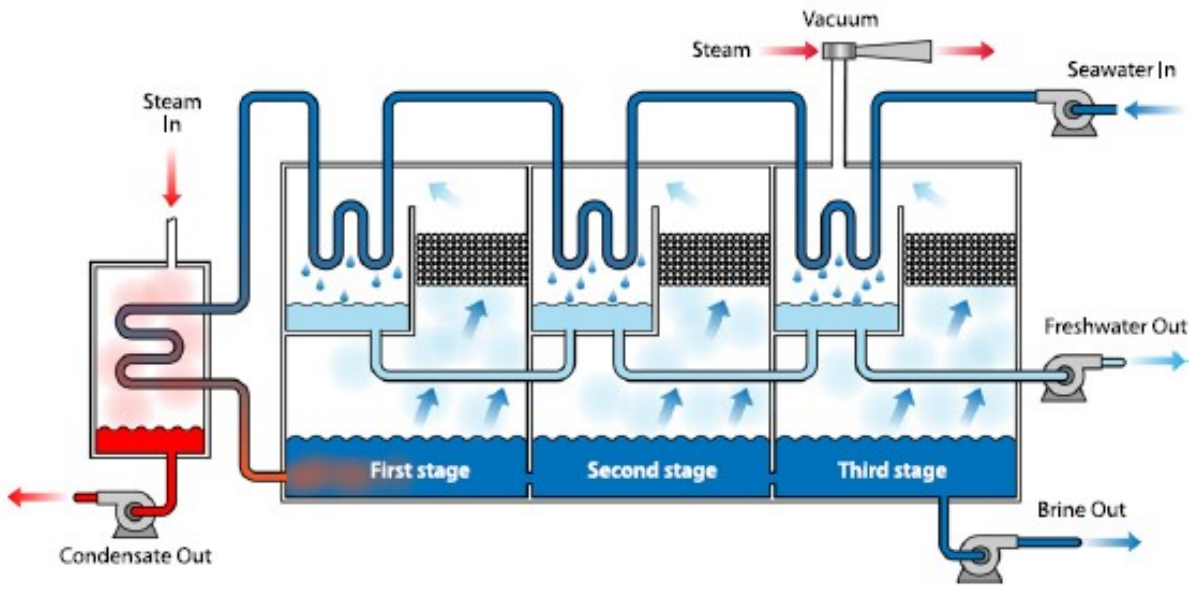


Figura 1.1: Schematizzazione di una unità MSF [16]

Il metodo **MED**, *multi effect distillation*, sfrutta evaporazioni disposte in serie a pressioni sempre minori. Per far evaporare l'acqua di alimentazione impiega due fonti termiche: una esterna che permette di cedere calore negli stadi, l'altra è il flusso termico ottenuto dall'acqua evaporata che condensando preriscalda l'acqua da trattare. I sistemi MED hanno capacità tra i 600 e i 30000 m^3/ giorno. La schematizzazione del sistema è riportata in figura 1.2.

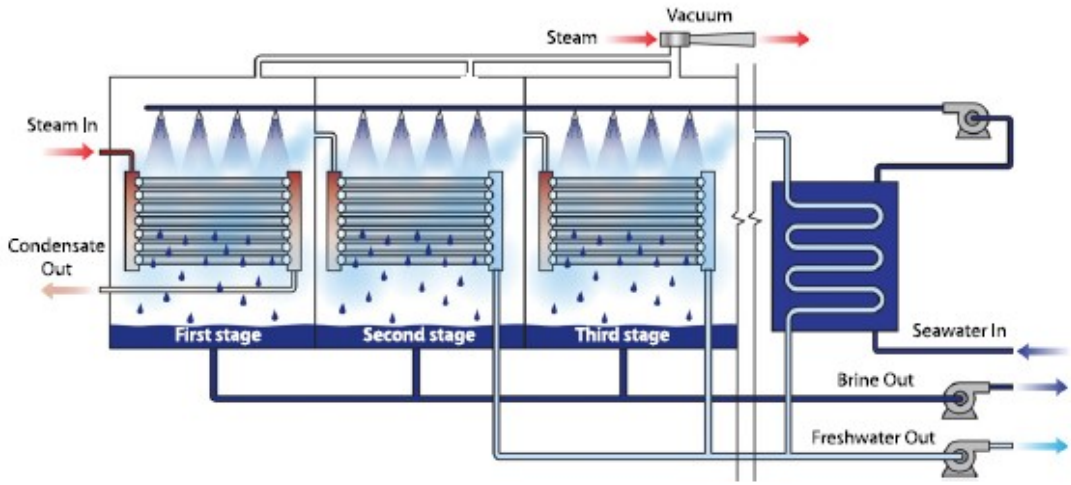


Figura 1.2: Schematizzazione di una unità MED [16]

Un altro metodo di distillazione è la compressione di vapore (**VC**). il vapore è prodotto facendo passare il feed in uno scambiatore di calore, per poi essere compresso per via meccanica (MVC) o termica (TVC). Il calore prodotto in questa fase è sufficiente come fonte di calore di riscaldamento. Può essere configurato in uno o più stadi ed è presente un compressore nel caso MVC oppure un eiettore di vapore per creare l'alta pressione nel sistema TVC. Il loro vantaggio è nella semplicità di trasporto e installazione. La produttività è tra i 100 e 3000 m^3/ giorno per i sistemi MVC e tra 10000 e 30000 m^3/ giorno per i sistemi TVC.

La schematizzazione del sistema è riportata in figura 1.3.

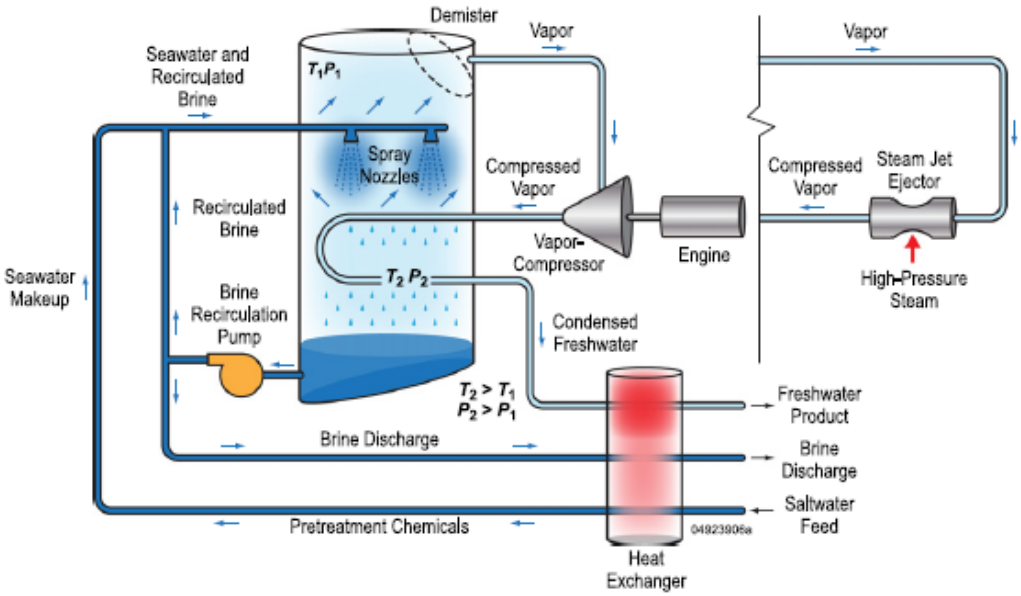


Figura 1.3: Schematizzazione di una unità MVC / TVC [16]

Nell'osmosi inversa (*reverse osmosis*, **RO)** l'acqua è costretta a passare da una soluzione più concentrata ad una meno. Bisogna applicare al feed una pressione maggiore della pressione osmotica, che è una proprietà colligativa: il suo valore dipende dalla concentrazione del soluto che si vuole trattare. Se l'acqua pressurizzata a una pressione maggiore della pressione osmotica, incontra una membrana semipermeabile, questa separerà la soluzione in una parte più concentrata e in un'altra permeata. L'acqua continuerà ad essere dissalata finché la pressione applicata risulta maggiore di quella osmotica del feed. Le membrane esistenti e comunemente in commercio non sono perfettamente semipermeabili: per questo una parte di ioni da separare attraversa la membrana. La quantità di sale nell'acqua prodotta può essere controllata quindi intervenendo sulla pressione o aumentando il numero di filtrazioni. La capacità produttiva dei sistemi RO varia tra 0.1 e 395000 m^3/giorno. La schematizzazione del sistema è riportata in figura 1.4.

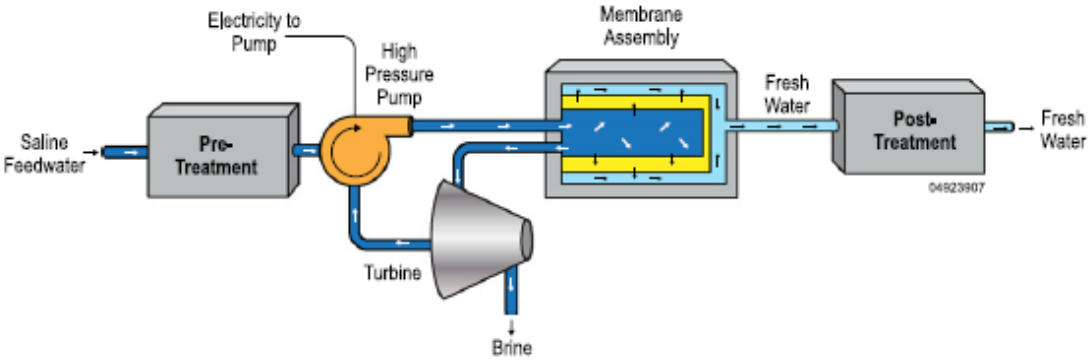


Figura 1.4: Schematizzazione di una unità RO [16]

Nell'elettrodialisi **ED** gli ioni sono trasportati a pressione atmosferica da una corrente elettrica che esiste tra celle separate da membrane selettive, alternativamente applicate agli elettrodi: i cationi andranno verso il polo negativo e gli anioni verso quello positivo. In base alla natura della membrana gli ioni saranno respinti o potranno passare attraverso di essa. Il problema di questo sistema è che per dissalare l'acqua ad alto contenuto di sale, richiede alto consumo energetico perché il mezzo sarà molto resistente elettricamente e quindi avrà alti costi di esercizio. La capacità produttiva per i sistemi ED varia tra i 2 e i 145000 m^3/giorno. La schematizzazione del sistema è riportata in figura 1.5.

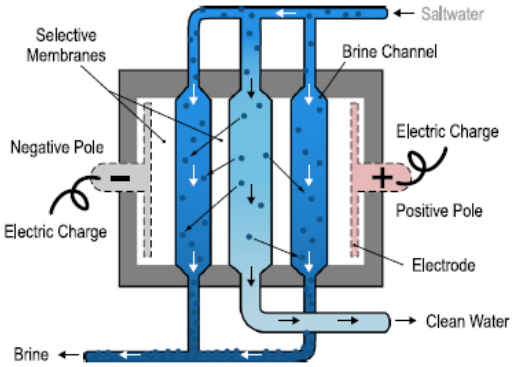


Figura 1.5: Schematizzazione di una unità ED [16]

I processi elencati hanno fattori limitanti in comune, come il consumo energetico, formazione di incrostazioni, la corrosione e lo scambio termico. I processi di dissalazione sono spesso confrontati tramite la propria richiesta di energia e sulla base della qualità dell'acqua prodotta.

In ogni singolo caso, i principali fattori per la selezione del processo di dissalazione più adatto include la valutazione della quantità e qualità di acqua prodotta, quantità di acqua di alimento, quindi suo contenuto e temperatura, disponibilità di energia, quantità di refluo concentrato rilasciato, location e limiti economici. La sintesi delle informazioni sui comuni processi di dissalazione è riassunta nella tabella 1.2: [5] [16]

metodo	Vantaggi	Svantaggi
Multi-effect distillation (**MED)**	-alta capacità di produzione -basso costo di investimento -alta purezza (<30 ppm) -energia in input indipendente dalla concentrazione iniziale -facile manutenzione	-Dipendenza della produzione dalla disponibilità di energia -Tempi di costruzione dispositivi lunghi -Controllo della qualità dell'acqua difficoltosa -Bassa conversione dell'acqua di feed (30-40%) -Ingombro e materiali elevati
Reverse Osmosis **(RO)**	-Utilizzabile per acqua salata e salmastra -Flessibilità nella produzione di acqua in quantità e qualità -Basso consumo in confronto al MED e VC -Flessibilità nei siti di installazione	-Bassa qualità del prodotto -Costi di investimento e manutenzione relativamente alti -Elevate pressioni di esercizio necessarie -Tempi di costruzione per grandi impianti elevati
Vapour Compression **(VC)**	-Alta qualità del prodotto (20 ppm) -Può lavorare con alti carichi -Periodo di costruzione breve -Poco ingombrante -Operazione e produzione flessibile	-Alti costi operativi -Alto consumo energetico -Mancanza del controllo del prodotto
Elettrodialisi **(ED)**	-Bassi costi di investimento e operativi -Fonte d'energia flessibile -Alto rapporto di conversione (80%) -Basso consumo energetico -Basso ingombro e materiale richiesto	- Capacità di lavoro fino a 3000 ppm TDS -Richiede attento pretrattamento del feed - Capacità di produzione limitata - Purezza del prodotto dipendente da quella del feed
Multi-stage Flash **(MSF)**	-Flessibilità sulla salinità del feed -Alta purezza del prodotto (<30ppm) -Alta capacità produttiva -Produzione di acqua ed energia elettrica -Basso input energetico	-Bassa conversione (30%-40%) -Richiede pretrattamento dell'acqua di feed -Alti costi operativi -Materiali costruttivi elevati -Potenziali miglioramenti limitati

Tabella 1.2 Confronto qualitativo tra i tipi di dissalazione attuali [5]

Nonostante tre quarti della superficie terrestre siano coperti dall'acqua, Il 97,5% è acqua di mare, con TDS più alto di 35.000 ppm. Del 2,5% dell'acqua dolce totale, solo il 30% è utilizzabile, perché la maggior parte (69%) dell'acqua dolce è congelata nelle calotte polari e nei ghiacciai. Circa il 71% dell'acqua dolce globale (3100 miliardi di m^3) è utilizzato a fini agricoli. Dal 2030, se non ci saranno aumenti di efficienza nelle tecnologie utilizzate per l'approvvigionamento delle acque, l'utilizzo aumenterà fino a 4500 miliardi di m^3. Il divario tra domanda e offerta può essere sanato dai diversi processi di dissalazione, metodi molto validi per produzione di acqua potabile, per l'irrigazione e l'industria.
Esistono numerose tecnologie che sono state sviluppate e commercializzate per la dissalazione ed il loro prodotto giornaliero globale è mostrato in figura 1.6.

Tra gli impianti esistenti, quelli di *Reverse Osmosis* (RO) e di *Multi-Stage Flash* (MSF) rappresentano rispettivamente il 66% e 21% del totale di impianti attivi nel mondo, producendo 77,4 milioni di m^3 al giorno.
Tuttavia, per tutti i tipi di dissalazione i consumi energetici sono elevati.
Gli impianti di osmosi inversa (RO) si sono diffusi considerevolmente negli ultimi decenni perché questi sistemi rimuovono ioni, proteine e prodotti chimici organici non facilmente separabili con altri metodi. Hanno l'ulteriore vantaggio di essere poco ingombranti, avere design modulare e avere la possibilità di implementare processi automatici di controllo e regolazione della produzione dell'acqua relativamente a basso costo. L'osmosi inversa è spesso utilizzata anche per il trattamento delle acque reflue, in particolare nelle aree in cui l'acqua scarseggia. Inoltre, il processo RO è considerato il metodo più economico quando i TDS sono > 5000 ppm.
Tuttavia, la RO e le tecnologie di dissalazione hanno svantaggi come l'elevato fabbisogno energetico, l'alta manutenzione e l'alta quantità di acqua reflua. Inoltre, le prestazioni del processo RO sono fortemente influenzate dall'acqua di alimentazione e dalla temperatura. [7]

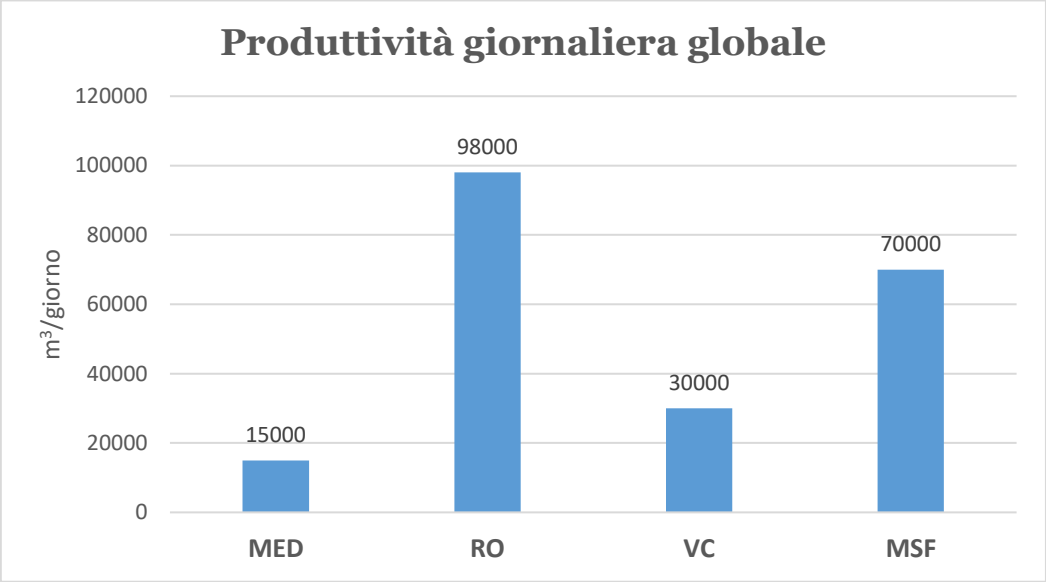


Figura 1.6: capacità produttiva massima giornaliera dei più usati metodi di dissalazione nel mondo [7]

1.2 Scelta della tecnologia di dissalazione a scopo irriguo

I dati e le ipotesi utilizzate in questa sezione per la stima dell'investimento di capitale e per la valutazione dei costi di produzione relativi a ogni tipo di impianto si basano su studi di costo da specifici articoli. [8]
Queste ipotesi possono essere riassunte come segue:
• i parametri di progettazione per i vari tipi di impianti sono basati su 2000 m^3 /giorno di dissalazione (grandi impianti);

• per gli impianti che sfruttano energia termica, la produzione di vapore è considerata come costo operativo;
• Il costo stimato per la dissalazione è basato sulla vita dell'impianto (circa 30 anni), con tasso del 100% di capacità prodotta.
Si considera che il costo totale capitalizzato dell'impianto è la somma del costo del capitale, costo di costruzione e altri costi operativi (sostituzioni materiali).
Il costo totale dell'investimento è definito come la somma del costo del capitale fisso e del costo del capitale circolante; [9]
gli altri costi operativi sono: produzione di vapore, energia elettrica, movimentazione dell'acqua di mare, aria compressa e sostituzioni materiali.
Sotto queste ipotesi vi saranno i risultati riportati in tabella 1.2.1 e in figura 1.2.1: [9]

	costo di produzione %			
	capitale	energia	sostanze chimiche	altri
MED	18	29	13	40
RO	12	3	34	51
VC	21	7	4	68
MSF	15	37	3	45

Tabella 2 .4: costi percentuali con diversi metodi di dissalazione per una stessa quantità di acqua trattata (2000 m^3/giorno) [9] *Nel caso di piccoli impianti (con produttività giornaliera di ordini di grandezza minore) il costo di produzione dipenderà principalmente dal costo dell'energia e dal costo capitale, in quanto gli altri costi sono legati alla taglia dell'impianto, ai costi della sua manutenzione e alle condizioni operative.*

Osservando i costi relativi per una data quantità di acqua prodotta (2000 m^3/giorno) dalle diverse tecnologie, risulta che l'osmosi inversa è preferibile in termini di costo energetico e di costo di investimento: questi nella scelta di un impianto a scopo irriguo devono essere privilegiati dato che non si ha possibilità di investire una grande somma di denaro da parte degli agricoltori, né si può prevedere un alto dispendio energetico per l'impianto, considerando che l'utenza è nelle zone agricole e potrebbe essere carente la disponibilità di energia elettrica o termica.
La qualità del permeato deve soddisfare i requisiti di TDS < 500 mg/L e SAR almeno < 10. Per quanto riguarda il valore di SAR, *sodium adsorption rate*, i sistemi di distillazione possono tutti soddisfare il raggiungimento di un buon valore, producendo acqua molto pura. Considerando che la progettazione della tecnologia di dissalazione deve contenere il costo di acquisto e il consumo energetico, quindi considerando solo il costo capitale ed il costo dell'energia nella tabella 2.4, i più alti valori si trovano per il sistema MED e MSF: dalla tabella 1.2 è noto infatti che questi sistemi permettono di ottenere elevata purezza dell'acqua, con costo energetico e

dei materiali elevato. Per scopo irriguo inoltre non è necessario ottenere acqua ultrapura, per questo i sistemi MED e MSF non danno risposta alla richiesta per scopo irriguo.

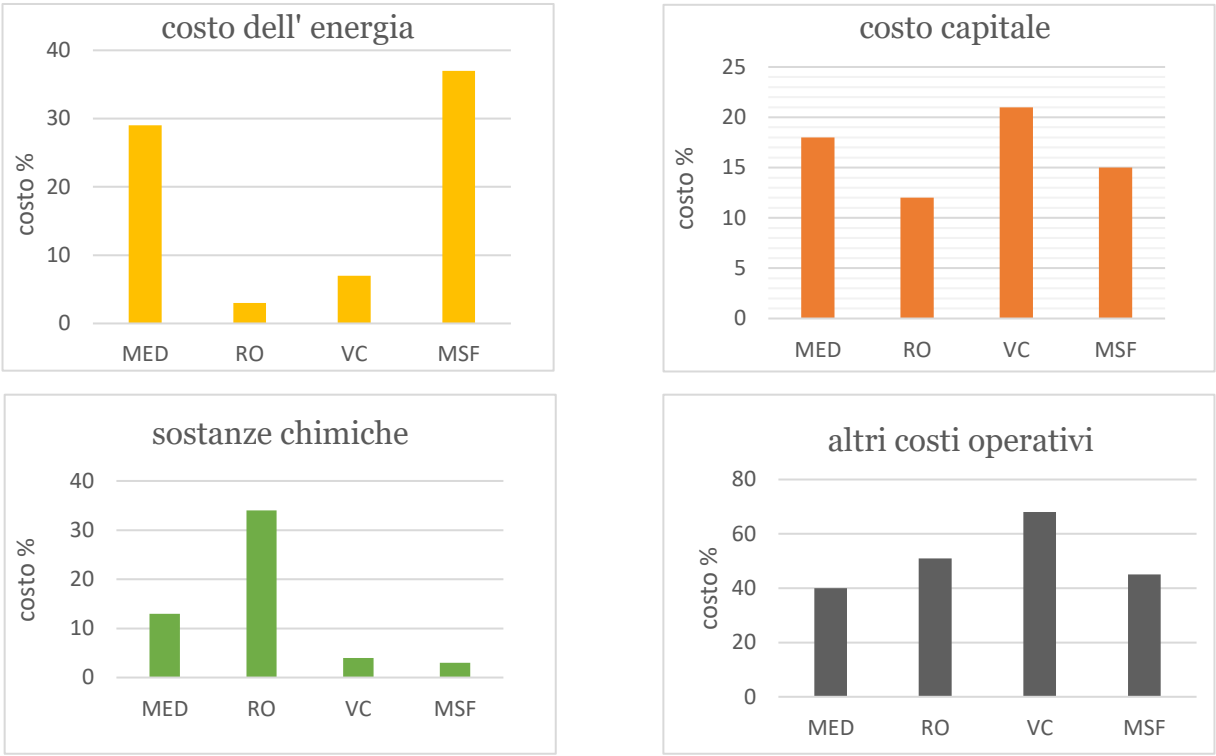


Figura 1.2.1: Costi percentuali con diversi metodi di dissalazione per una stessa quantità di acqua trattata (2000 m^3/giorno)

Confrontando invece il sistema VC con il sistema RO, i costi operativi sono maggiori per il VC, in quanto il sistema a RO utilizza energia elettrica solo per la pressurizzazione mentre il sistema VC richiede energia per la movimentazione dell'acqua e per la compressione del vapore: ciò è penalizzante nel consumo energetico complessivo dell'impianto VC.
Per quanto riguarda le sostanze chimiche necessarie nell'impianto, esse dipendono fortemente dalla qualità dell'acqua da trattare. Nei sistemi RO, al crescere del carico inquinante dell'acqua da trattare deve crescere la frequenza di lavaggio delle membrane. Generalmente, le acque di falda non presentano un elevato carico di inquinanti e questo abbatterebbe la necessità di frequenti trattamenti chimici. È da mettere in luce inoltre l'elevata modularità dei sistemi RO, che trovano applicazione nella produzione di grandi o limitati volumi di acqua permeata per scopi diversi. Ciò è riscontrabile osservando nuovamente la produzione mondiale di acqua con i principali sistemi di dissalazione, in figura 1.6. I sistemi RO non sarebbero comunque in grado di ottenere un grado di purezza del permeato ottenibile con un sistema termico. Ricordando però che nel caso di acqua a scopo irriguo l'acqua non dovrà avere valori spinti di purezza ma accettabili per il coltivato, la compressione di vapore, seppure sia anch'essa una soluzione vantaggiosa per la modularità, si rivelerebbe non indicata allo scopo di produrre acqua irrigua.

Riassumendo queste informazioni si può dedurre quale sia il sistema più opportuno per scopo irriguo: l'analisi delle varie tecnologie di dissalazione rivelano che l'osmosi inversa è la tecnica preferibile sotto gli aspetti tecnico-economici per soddisfare il bisogno di acqua irrigua ricavata da una fonte d'acqua salata con il minimo dispendio energetico. Il sistema a osmosi inversa è caratterizzato da modularità, flessibilità delle operazioni e costi per l'investimento contenuti in relazione alla quantità di prodotto. [5]

1.3 Fabbisogno irriguo

Allo scopo di dimensionare l'impianto BWRO a scopo irriguo si calcola il fabbisogno irriguo, *IRR*, secondo la seguente relazione:

$$IRR = Et_0 \times K_c - P_n \text{ [mm/giorno]}$$

Dove:

Et_0: coefficiente di evapotraspirazione potenziale di riferimento, rappresenta il valore base per la stima dei fabbisogni idrici di tutte le colture agrarie, [mm/mese].

Kc: coefficiente colturale, coefficiente di correzione dell'Et_0, definito come coefficiente specifico per ogni coltura (coefficienti stabiliti dalla FAO).

P_n: apporto delle precipitazioni [mm/mese].

Il valore di *Kc* varia in base alla fase di crescita della coltura e alla stagione in cui si trova, in un range tra 0.3 e 1.2. Si adotta quindi un valore pari a 0.8 che corrisponde alla fase precedente al pieno sviluppo della coltura.

Ci sono diversi metodi per calcolare il coefficiente Et_0. In questa sede è stato utilizzato il metodo di Turc, che prevede il seguente calcolo:

$$Et_0 = \frac{(C \cdot T)}{(T+50)} \cdot (Rg + 50) \text{ [mm/mese]}$$

T = temperatura media del mese considerato in °C;
R_g = Radiazione globale media del mese considerato espressa in cal/cm^2;
C = coefficiente pari a 0.37 per febbraio e 0.40 per i restanti mesi.

Un parametro di fondamentale importanza nel caso di acqua irrigua è il SAR, che sta per *Sodium Adsorption Ratio.* Esso valuta la pericolosità del sodio tenendo conto che la sua attività è contrastata dal magnesio e dal calcio.

Questo in altri termini rappresenta il pericolo di rendere l'acqua poco utile all'irrigazione per via del sodio, che va ad indurire il terreno modificandone la permeabilità.

Il calcolo del SAR dipende quindi dalle concentrazioni [meq/l] di questi tre elementi:

$$S.A.R. = \frac{[Na^{+}]}{\sqrt{\frac{[Ca^{++}] + [Mg^{++}]}{2}}}$$

I valori del SAR per le acque irrigue variano tra 0 e 30, indicando delle acque rispettivamente adatte all'irrigazione di qualunque tipo di terreno e acque non utilizzabili in nessun tipo di terreno.

Per valori tra 0 e 3 dell'acqua proveniente da processi di dissalazione il rischio di contaminazione da sodio per il raccolto è praticamente nullo, anche per la vegetazione più sensibile come gli alberi da frutto. Con valori di SAR tra 3 e 10 bisogna essere prudenti nell'utilizzo dell'acqua con vegetazione particolarmente sensibile al sodio. [10]

Secondo studi condotti in Israele sull' l'effetto della esposizione del terreno alla salinità [24] l'alta sodicità del suolo dovuta all'elevata concentrazione di Na^{+} in rapporto a quella di Mg^{2+} e Ca^{2+} non è necessariamente problematica in modo diretto, in quanto il valore della concentrazione di Na^{+} misurata nelle parti commestibili di ventuno delle ventisei colture campionate, era superiore ai livelli indicati come standard dall'USDA ma non hanno raggiunto livelli dichiarati tossici o dannosi per l'uomo. Il problema è dunque che la combinazione di alto SAR nel suolo e un'acqua a bassa salinità (ad es. pioggia) può portare al deterioramento fisico del suolo a causa della dispersione di argilla e acqua.

Poiché l'acqua nella zona delle radici della vegetazione contiene non solo i sali che devono essere lisciviati, ma anche altri contaminanti aggiunti nei processi agricoli (fertilizzanti, pesticidi) o mobilitati dal suolo e dal sottosuolo, il costante accumulo del sodio risulta pericoloso per il corretto drenaggio del terreno.

Un altro indice che caratterizza l'acqua è l'indice di aggressività, I_A, che definisce la propensione di questa ad attaccare e solubilizzare alcuni minerali contenuti in rocce, terreni o materiali edili:

$$I_A = pH + log10(A \cdot H)$$

2 Dissalazione RO

2.1 Osmosi e osmosi inversa

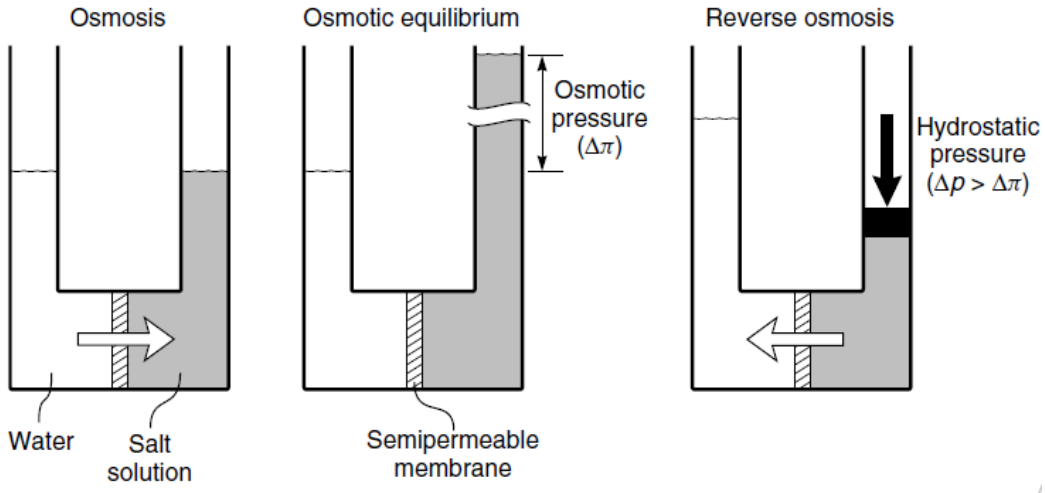


Figura 2.1.1: Osmosi e osmosi inversa [6]

L'osmosi è il fenomeno per cui una soluzione ad una concentrazione maggiore in contatto con un solvente puro o con una soluzione meno concentrata attraverso una membrana semipermeabile manifesta la nota proprietà colligativa, la pressione osmotica.

Per visualizzare il fenomeno, si immagini un tubo a U che contiene l'acqua pura ed una soluzione acquosa separate da un diaframma A semipermeabile. I due liquidi, quindi, non sono in contatto, ma si può notare che dopo un certo tempo, il livello dell'acqua pura si abbassa mentre quello della soluzione si innalza.

Il passaggio dell'acqua attraverso il mezzo interposto tra le soluzioni si chiama osmosi; la pressione necessaria per impedire questo flusso si chiama pressione osmotica ed è generalmente indicata con π (figura 2.1.1).

Il fenomeno, che vede come forza motrice una proprietà colligativa, dipende perciò solo dal numero di particelle di soluto.

Applicando una pressione maggiore della pressione osmotica dal lato della soluzione più concentrata, spendendo dunque un lavoro dall'esterno, il processo dell'osmosi diretta può essere invertito. Questo processo è chiamato osmosi inversa e attualmente trova ampia applicazione nella dissalazione dell'acqua. [19]

2.1.1 Fenomeni di trasporto sulla membrana

I modelli utilizzati per descrivere i meccanismi di separazione sono due:

solution diffusion model, il modello di soluzione-diffusione, in cui il permeato si dissolve nel materiale della membrana e poi si diffonde nella membrana a causa di un gradiente di concentrazione. Le sostanze sono separate per la differenza di solubilità dei materiali

costituenti la membrana e per le differenze di velocità con cui le sostanze diffondono attraverso la membrana. Il modello risponde sostanzialmente alla legge di Fick.

pore-flow model, modello di flusso attraverso i pori, in cui le sostanze sono trasportate attraverso dei piccoli pori da un flusso pressurizzato. La separazione avviene per esclusione di una delle sostanze da parte dei pori, in cui avviene quindi il passaggio solo di determinate sostanze. Il modello è sostanzialmente riconducibile alla legge di Darcy.

Modello di soluzione-diffusione

La diffusione è il fenomeno alla base di questo modello. La materia è quindi trasportata grazie all'esistenza di un gradiente di concentrazione. Quando due volumi adiacenti separati da un'interfaccia presentano concentrazioni diverse, le molecole si muoveranno dal volume a concentrazione maggiore verso quello a concentrazione minore. Questo concetto è racchiuso nella legge di Fick:

$$J_i = -D_i \frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}x}$$

Dove Ji è la quantità di materia trasportata nell'unità di tempo [g/cm^2·s] e $\frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}x}$ è il gradiente di concentrazione della sostanza i, D è il coefficiente di diffusione della sostanza espresso in [cm^2/s], che quantifica la mobilità delle molecole. Il segno meno sta ad indicare che la direzione di tale flusso diffusivo è sempre avverso al gradiente di concentrazione.

Modello di flusso attraverso i pori

Questo modello è il più comune per descrivere i fenomeni di trasporto attraverso pori di media grandezza e i fenomeni di capillarità. Essa si esprime tramite la legge di Darcy:

$$J_i = -K' c_i \frac{\mathrm{dp}}{\mathrm{d}x}$$

Dove $\frac{\mathrm{dp}}{\mathrm{d}x}$ è il gradiente di pressione esistente nel poro, c_i è la concentrazione del componente i e K' è un coefficiente che dipende dalla natura del mezzo.

La differenza nei due meccanismi nasce dalla dimensione dei pori.

Per le membrane in cui il fenomeno di trasporto è descritto dalla legge di Fick i volumi liberi della membrana sono le piccole dimensioni tra le catene polimeriche, date dalla agitazione termica delle molecole. Questi volumi appaiono e spariscono nella stessa unità di tempo dello spazio percorso dalle molecole della sostanza che attraversa la membrana. Nell'altro caso, in cui il fenomeno è principalmente guidato dal modello di Darcy, i volumi liberi sono sostanzialmente fissi, la loro posizione e dimensione non cambia nell'unità di tempo del moto delle sostanze in movimento. Più grandi sono i pori, più è altra la probabilità di ottenere un modello di trasporto di questo tipo attraverso una membrana. Come regola generale si può dire che la transizione tra un modello e l'altro si ha per pori delle dimensioni tra i 5-10 Å di diametro medio.

In base alla dimensione del diametro medio le membrane si dividono in tre gruppi, schematizzati in figura 2.1.2:

- Membrane per ultrafiltrazione microfiltrazione e separazione di gas hanno dei micropori e il trasporto avviene per flusso attraverso i pori.
- Membrane per osmosi inversa, pervaporazione e membrane polimeriche per separazione di gas sono costituite da uno strato polimerico denso con pori non visibili, nei quali avviene la separazione. In queste avvengono flussi di molecole di 2-5 Å di diametro. Il flusso delle sostanze attraverso queste membrane è più piccolo del precedente, essendo più piccolo il diametro medio dei pori ed il modello che meglio descrive il trasporto è quello di soluzione-diffusione.
- Membrane con caratteristiche intermedie del flusso tra micro-pori e flusso di soluzione-diffusione, in cui i pori hanno diametro tra i 5-10 Å di diametro, per esempio quelle utilizzate per la nanofiltrazione.

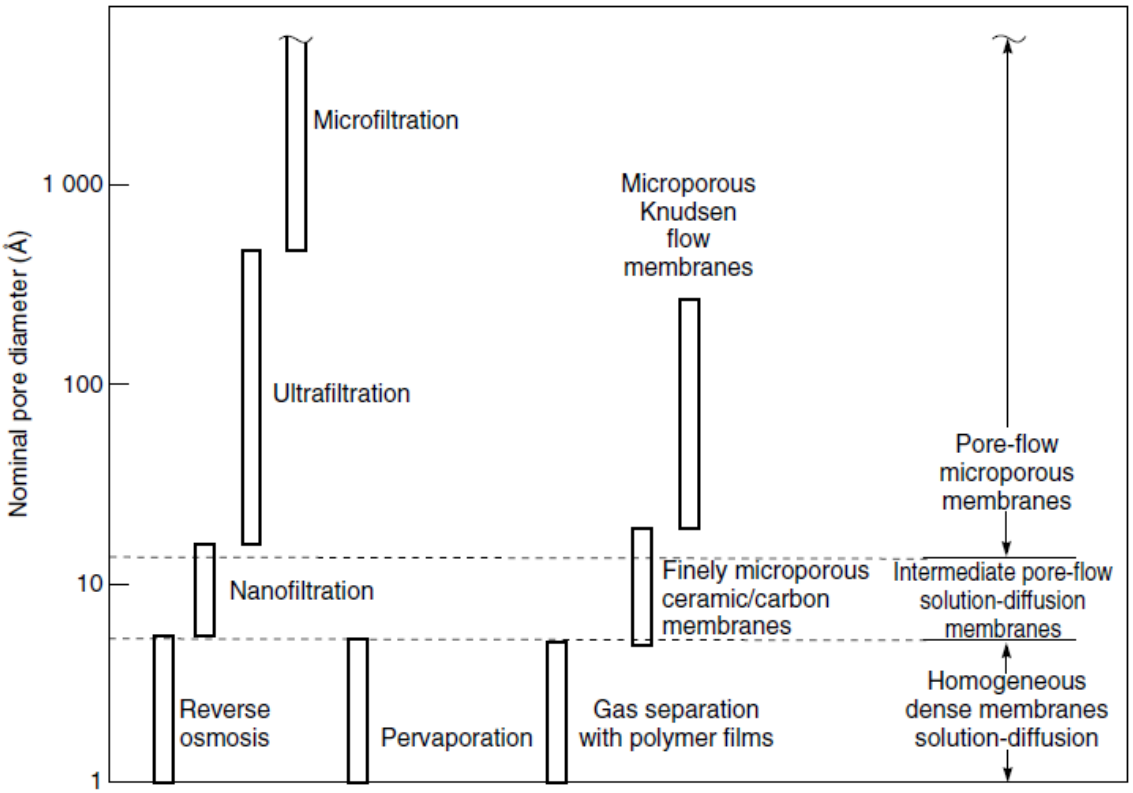


Figura 2.1.2: Classificazione delle membrane in base al diametro medio dei pori [6]

Il modello di soluzione diffusione (Figura 2.1.3) consiste nella diffusione di molecole in un polimero denso.

La pressione, la temperatura e la composizione dei fluidi sulle superfici esterne della membrana determinano la concentrazione delle specie che si diffondono. Una volta diffusa nella membrana, ogni molecola si muove in modo casuale. Questo moto casuale attualmente può essere simulato qualitativamente, ma quantitativamente rimane descritto nel miglior modo dalla legge di Fick.

Essa esprime che la forza motrice di un flusso è il gradiente di potenziale chimico, che può essere espresso in funzione di un gradiente di temperatura, pressione o concentrazione. Quindi nell'equazione

$$J_i = -L_i \frac{\mathrm{d}\mu_i}{\mathrm{d}x}$$

$\frac{\mathrm{d}\mu_i}{\mathrm{d}x}$ è il gradiente di potenziale chimico del componente i e Li è il coefficiente (non necessariamente costante) che correla il potenziale chimico alla forza motrice del fenomeno.

Alcuni processi hanno più di una forza motrice: ad esempio nell'osmosi inversa si hanno gradienti di pressione e concentrazione. Analizzando il suddetto fenomeno di osmosi, si può esprimere il potenziale chimico μ_i come:

$$d\mu_i = RT \cdot d\, ln\, (\gamma_i n_i) + n_i dp$$

dove n_i è la frazione molare d(mol/mol) del componente i, γ_i è il coefficiente di attività correlato alla frazione molare, p è la pressione.

In fasi incomprimibili non si hanno sostanziali cambiamenti di volume con la pressione, per cui integrando la precedente equazione rispetto al potenziale ed alla pressione si ha:

$$\mu_i = \mu_0 + RT \cdot d\, ln\, (\gamma_i\, n_i) + v_i(p - p_0)$$

Dove μ_0 è il potenziale chimico dell'elemento puro i alla pressione di riferimento, p_0.

Per i modelli di permeazione attraverso le membrane bisogna fare delle ipotesi; comunemente si assume:

- In primo luogo, che i fluidi a contatto con le superfici della membrana siano da entrambi i lati in equilibrio con il materiale che costituisce la membrana. Questa ipotesi implica che il gradiente di potenziale chimico da un lato all'altro della membrana è continuo.
- La seconda ipotesi riguarda i gradienti di pressione e di concentrazione all'interno della membrana. Per quanto riguarda la pressione, nel modello di soluzione-diffusione si assume che se la membrana è pressurizzata, all'interno si stabilisce una pressione costante e pari al massimo valore possibile:

$$p_0 = p_m = p_l$$

Indicando con 0 la coordinata dell'interfaccia soluzione-membrana, con m una sezione all' interno della membrana e l la coordinata dell'interfaccia tra membrana e solvente puro.
Di conseguenza, essendo la pressione uniforme nella membrana, il gradiente di potenziale chimico è espresso solo come gradiente di concentrazione. Per cui il flusso attraverso una membrana sotto queste ipotesi sarà

$$J_i = -\frac{RTLi}{n_i}\frac{\mathrm{d}n_i}{\mathrm{d}x}$$

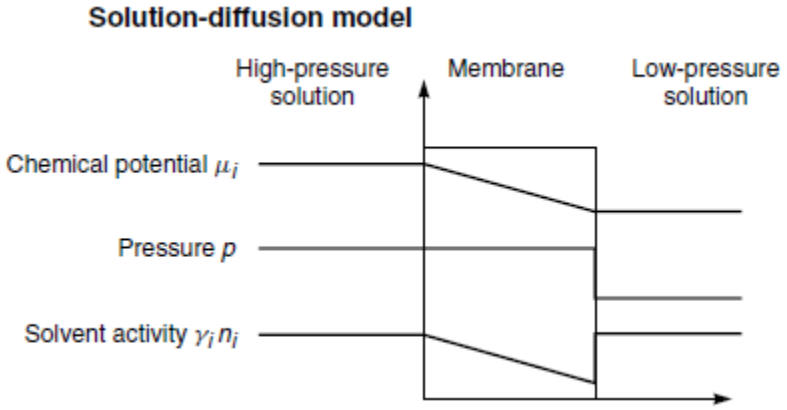


Figura 2.1.3: Modello di soluzione-diffusione su una membrana [6]

Nella precedente equazione, esprimendo il numero di moli come concentrazione c_i si ha

$$J_i = -\frac{RTLi}{c_i}\frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}x}$$

Per la legge di Fick, essendo il termine $\frac{RTLi}{c_i}$ il coefficiente di diffusione D_i, si ottiene, date le ipotesi scritte:

$$J_i = -D_i\frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}x}$$

Che è proprio la legge di Fick definita inizialmente.

Integrando sullo spessore della membrana, nella coordinata x, si ottiene

$$J_i = -\frac{D_i(c_{io(m)} - c_{il(m)})}{l}$$

Dove, nel caso dell'osmosi inversa il componente i è l'acqua, m una generica sezione all' interno della membrana e l la coordinata dell'interfaccia tra membrana e solvente puro.

Assumendo che la concentrazione di sale all'interno della membrana sia molto piccola, il gradiente di concentrazione passa in modo continuo dal lato dell'acqua pura al lato della soluzione, perciò l'acqua passa attraverso la membrana da destra a sinistra.

Il fenomeno avverrà finché una pressione sufficiente (pressione osmotica) esiste dal lato a concentrazione maggiore della membrana; se dal lato del solvente insiste una pressione P pari alla pressione osmotica π il flusso di acqua è nullo (figura 2.1.4).

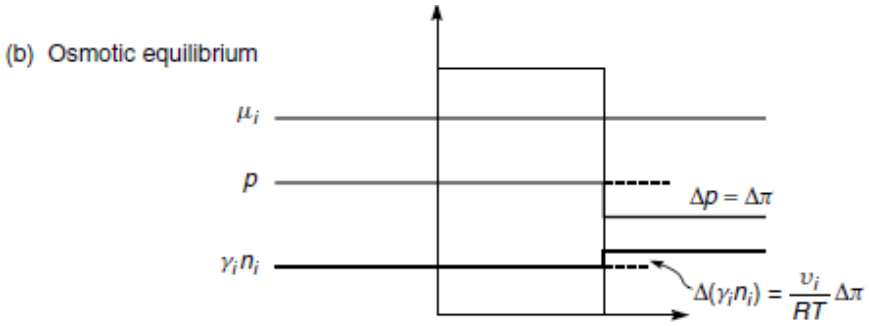


Figura 2.1.4: Equilibrio osmotico [6]

Quindi la differenza di pressione $(p_0 - p_l)$= $\Delta\pi$ nella membrana compensa la differenza di attività nella membrana $\Delta(\gamma_i\ n_i)$ ed il flusso è nullo.

Se una pressione maggiore della pressione osmotica è applicata nel lato del concentrato, il flusso avverrà in direzione contraria alla direzione dell'osmosi.

Questo è il processo di osmosi inversa.

Ciò accade nel caso ci sia una membrana perfettamente diffusiva e non si hanno gradienti di pressione all'interno della stessa, ma solo di concentrazione.

Riprendendo l'equazione di Fick che lega il flusso alla variazione di attività alle interfacce con il fluido si può scrivere dunque:

$$J_i = A(\Delta p - \ \Delta\pi)$$

dove A è il termine $\frac{K_i D i c_{io} v i}{lRT}$ ed è chiamato costante di permeabilità dell'acqua in cui i termini *K* e *D* saranno descritti in seguito.

Analogamente si ricava il flusso di sale che è scritto come:

$$J_j = B(c_{jo} - c_{jl})$$

dove B è il termine $\frac{K_j D j}{l}$ ed è chiamato costante di permeabilità del sale.

Il flusso di sale è praticamente indipendente dalla pressione; la capacità di una membrana di separare i due componenti è misurata dal coefficiente di *rejection*, definito come

$$\mathbb{R} = (1 - \frac{c_{jl}}{c_{jo}}) \cdot 100$$

Per una membrana perfettamente selettiva $c_{jl} = 0$ ed $\mathbb{R} = 100\%$.

Sembrerebbe quindi che aumentando la pressione il flusso possa solo aumentare. Sperimentalmente è stato osservato che con l'aumentare della pressione applicata dal lato della soluzione di feed, il flusso tende ad un massimo.

Questo è dovuto al fatto che per alte pressioni si ottiene un valore sempre più piccolo della concentrazione di soluto nella membrana c_{jl} che corrisponde a una diminuzione del coefficiente di diffusione D_i. Questo implica che la concentrazione di soluto nella membrana dal lato del permeato c_{jl} tende a zero e il flusso attraverso la membrana raggiunge un valore limite all'aumentare della pressione (figura 2.1.5).

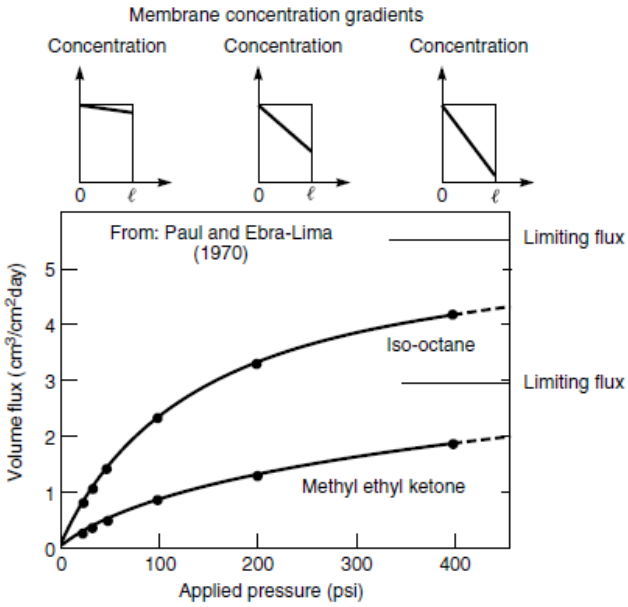


Figura 2.1.5: Flussi di permeato in funzione della pressione.
Per alti valori di pressione applicata il flusso di permeato tende a un flusso limite [6]

Le equazioni descritte in precedenza contengono un termine, il coefficiente di permeabilità che ora chiamiamo P, che si può dire è composto da due fattori:

$$P = D \cdot K$$

Con *K* coefficiente di assorbimento e *D* coefficiente di diffusione.

K è il termine che correla la concentrazione della sostanza nella fase liquida alla concentrazione nella membrana. *D* è ciò che tiene conto della cinetica del fenomeno.

La scelta di una membrana comporta una scelta sostanzialmente del coefficiente di diffusione, piuttosto che di quello di assorbimento: la struttura polimerica influenza molto di più il coefficiente di diffusione che quello di assorbimento. Infatti, il coefficiente di diffusione è strettamente legato alle forze molecolari di cui il mezzo è composto.

Pensando dunque ad un liquido, le forze che legano insieme le molecole saranno più deboli di quelle che legano un solido. Questo implica un coefficiente di diffusione nei liquidi più alto per i liquidi come l'acqua che per i solidi come i polimeri. Tra i polimeri ci saranno coefficienti di diffusione diversi in base alle proprietà che presentano le catene di cui sono costituite: più è flessibile la catena polimerica (legami deboli) più il coefficiente di diffusione sarà alto.

2.1.2 Scaling e fouling

La più importante perdita di prestazione degli impianti SWRO e BWRO è dovuta alla perdita di pressione che progressivamente aumenta (fino ad arrivare al 100% in più) per il fenomeno dello sporcamento.

Il particolato rimasto in sospensione che raggiunge le membrane è causa di un fenomeno chiamato "*fouling*" ovvero di "*sporcamento*" della membrana, che ne deteriora le prestazioni. Il fenomeno può essere riconducibile a tre diverse cause:

-*scale*: incrostazioni (precipitazione di sali come carbonati di calcio, solfato di calcio, sali di silicio e solfati di bario: SiO_2, argilla, polisaccaridi, $CaSiO_3$, $Fe3O_4$, $AlPO_4$ and $CaSO_4$ $CaSiO_3$ e $CaSO_4$) che danno variazione del *fattore di recovery*;

Il rapporto tra portata d' acqua "pulita" prodotta e portata d' acqua immessa nella membrana è chiamato *fattore di recovery,* parametro fondamentale delle prestazioni della membrana e dell'intero impianto di dissalazione:

$$recovery\ rate = \frac{product\ flow\ rate}{feed\ flow\ rate}$$

Questo fattore è direttamente connesso all'inclinazione dell'acqua di alimento di produrre incrostazioni.

Generalmente il fattore di recovery dei sistemi BWRO è tra i 70-90%, che significa ottenere una portata di concentrato 10 volte più ricca in calcio, zolfo e silicio del feed. [2]

Studi effettuati su membrane BWRO adoperate per 11 anni [20], con feed da acqua di falda, aventi una adeguata filtrazione a cartuccia e un trattamento anti-incrostante a monte, hanno mostrato che gli inquinanti inorganici sono principalmente carbonati di calcio e alluminosilicati.

Da autopsie su moduli di membrana precedute da filtro a cartuccia [22] dopo un anno di esercizio, si è riscontrata la presenza di piccole particelle argillose e di limo, che fanno parte dello strato di *fouling*, che si presenta formato da diverse strutture "sporcanti", principalmente i composti di silicio, fosforo e alluminio.

-*silt*: il limo (composto da colloidi organici, ossidi e idrossidi di ferro, alghe) è accumulato sulla superficie della membrana progressivamente; una indicazione della sua quantità è l'SDI *silt density index,* che per valori inferiori a 3 indica la necessità di cambiare il filtro molto di frequente a causa del silt. Per valori superiori a 5 è indispensabile un pretrattamento a monte.

Solitamente l'acqua di falda ha bassi valori in SDI.

-*biofouling,* o organic fouling: batteri e sostanze organiche che crescono sulla superficie della membrana in funzione della sua composizione chimica. Infatti, le membrane in acetato di cellulosa sono molto nutrienti per i batteri e quindi possono essere gravemente danneggiate da questo tipo di sporcamento: perciò devono essere sterilizzate.

Per questi motivi periodicamente (una o due volte all'anno) le membrane vanno trattate con agenti pulenti come acidi, detergenti (e sterilizzanti nel caso di membrane polimerizzate all'interfaccia). Questa operazione è chiamata lavaggio chimico, o *chemical cleaning* (*CC*) delle membrane.

Comunque, da osservazioni visive condotte su elementi alimentati con feed a SDI molto alto (pari a 5), puliti con procedure di pulizia di routine, [21] presentano uno strato melmoso e di colore opaco sulla superficie della membrana. Questo indica che lo strato di fouling non viene eliminato completamente con queste procedure, ed il *biofouling* resta diffuso sulla membrana.

Nonostante questo fattore di deterioramento progressivo, circa la metà dei sistemi a osmosi inversa è progettata per la dissalazione dell'acqua. Un altro 40% trova impiego nella produzione di acqua ultrapura per i settori farmaceutici, elettronici e per la produzione di energia.

Questo perché il costo dell'osmosi inversa in confronto alle altre tecnologie di dissalazione (a scambio di ioni, elettrodialisi, distillazione) è conveniente per concentrazioni elevate di sale (dai 3000 ai 10000 ppm NaCl), quale è la tipica concentrazione dell'acqua di falda salmastra, come mostrato in Figura 2.1.6. [2]

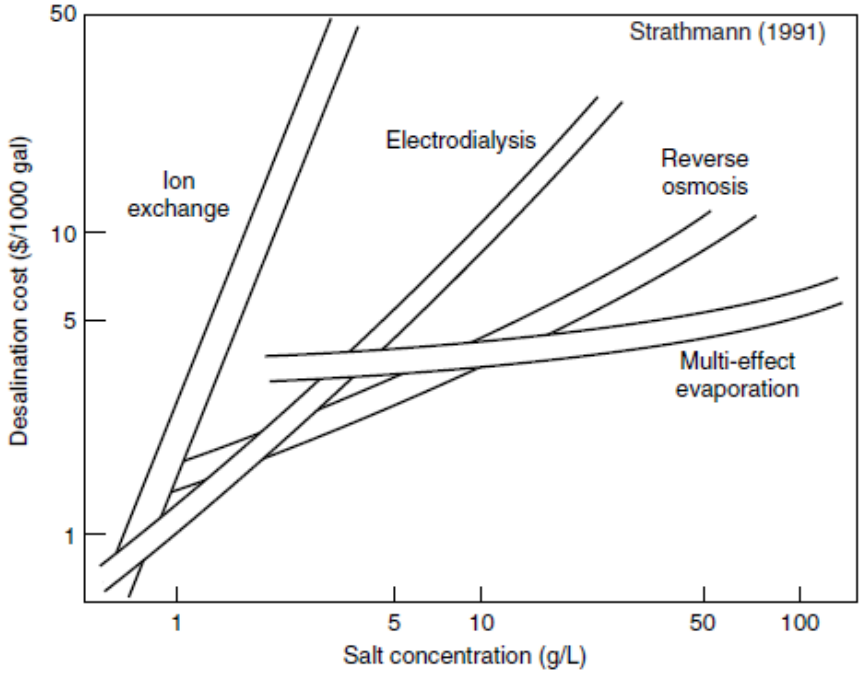


Figura 2.1.6: Confronto dei costi per quantità fissa di prodotto delle principali tecnologie di dissalazione in funzione della concentrazione di sale. Grafico qualitativo: fattori specifici del sito possono incidere significativamente sui costi [6]

Si può osservare che i suddetti fenomeni di sporcamento daranno luogo anche a variazioni del coefficiente di permeabilità dell'acqua A [23]:

$$A = \frac{J_i}{(\Delta p - \Delta \pi)}$$

Dove adesso la quantità al denominatore cambia, introducendo p_f, $\Delta p_{fb}, \Delta\pi, p_p, \pi_{fb}, \pi_p$, che sono rispettivamente la pressione di alimentazione, la variazione di pressione del feed concentrato, la variazione di pressione osmotica dell'alimentazione, pressione del permeato e pressione del concentrato:

$$(\Delta p - \Delta\pi) = (p_f - \frac{\Delta p_{fb}}{2} - p_p - \pi_{fb} + \pi_p)$$

2.1.3 Configurazione delle membrane per osmosi inversa

I moduli standard per la dissalazione dell'acqua ad osmosi inversa hanno dimensioni di 10 o 20 cm di diametro e 1 m di lunghezza. Possono essere installati dai 5 ai 7 moduli in serie nello stesso pressure vessel, dei cilindri in materiale plastico rinforzato in fibra di vetro per sopportare le elevate pressioni.

Il modulo di membrana si presenta configurato in una spirale avvolta con 15-30 inviluppi di fibra contenuta nel pressure vessel, pressurizzato dal lato del feed; la portata in ingresso attraversa la superficie della membrana seguendo la direzione di avvolgimento della membrana, così si iniziano a distinguere due portate: il permeato passa attraverso le fibre progressivamente verso il centro e si raccoglie al centro del modulo, il concentrato finale si trova ancora nella periferia e passa o nei moduli successivi o viene raccolto come concentrato. I pori presentano diametri esterni tra i 100-200 μm e interni di circa 50 μm (figure 2.1.7 - 2.1.8).[2]

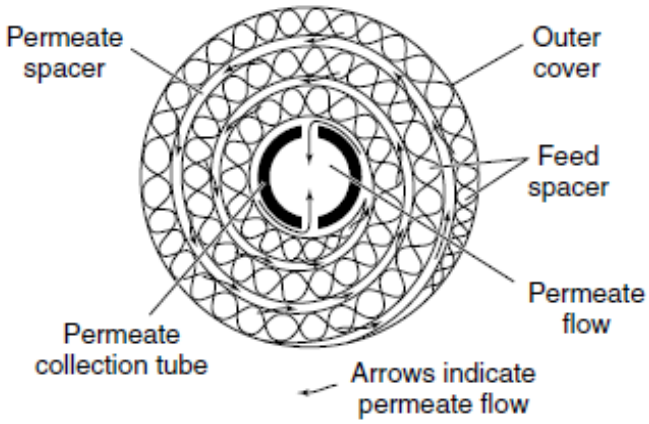


Figura 2.1.7: Vista in sezione di un modulo di membrana per osmosi inversa [6]

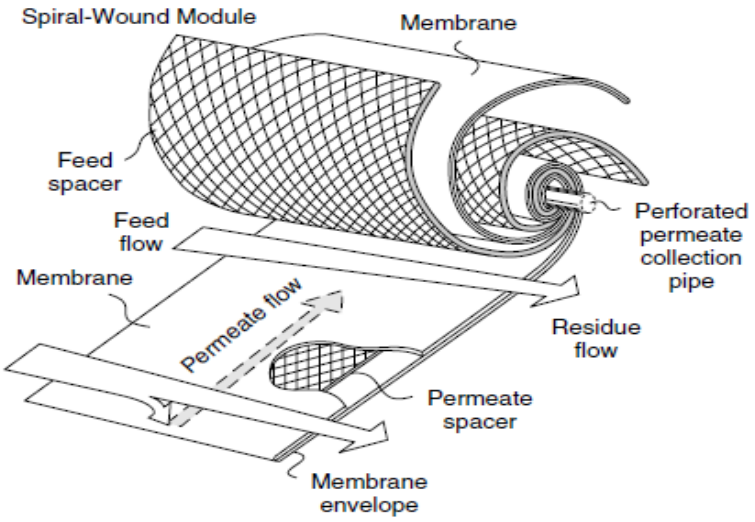


Figura 2.1.8: Flussi su di un elemento di membrana per osmosi inversa [6]

2.2 Software WAVE

Per il dimensionamento della sezione ad osmosi inversa si utilizza un software sviluppato dalla casa produttrice delle membrane DOW (Dupont).

Il software WAVE (*Water Application Value Engine*), sviluppato per la progettazione degli impianti ad osmosi inversa, consente di scegliere la configurazione più opportuna per le membrane e per il layout. In esso è possibile importare i valori di acqua di alimento, gli eventuali pretrattamenti previsti e le membrane che si intendono utilizzare (figura 2.2.1).

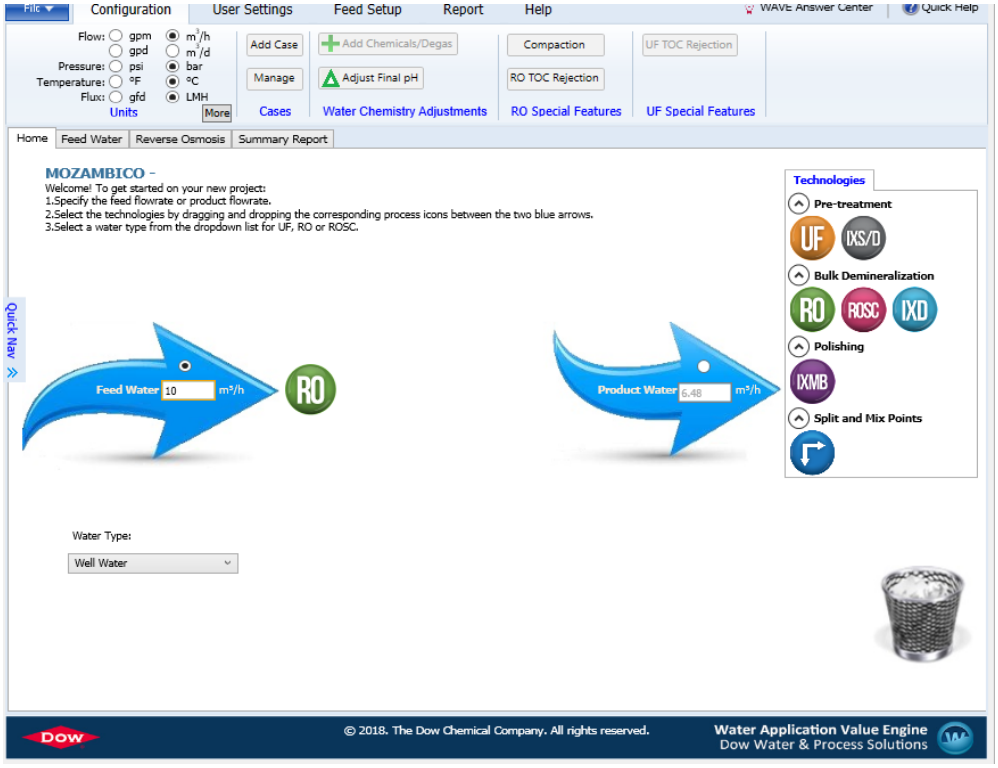


Figura 2.2.1: Scelta del tipo di trattamento nel software WAVE

Il software darà in output un valore di pressione a cui le membrane lavorano e una recovery annessa a tale pressione. Aumentando la pressione a cui lavorano le membrane aumenterà il consumo energetico per metro cubo di acqua trattata e sarà lo stesso software ad indicare tale valore.

In primo luogo, si può porre come input una portata di acqua di feed espressa in m^3/h, e il processo che si vuole realizzare, con annessi pre o post trattamenti.

Il pretrattamento convenzionalmente adottato a monte di una Reverse Osmosis è l'ultrafiltrazione adottato soprattutto in caso di reverse osmosis per acqua potabile. Per il caso, la portata non subirà ultrafiltrazione (in questa sede non si intende rendere l'acqua potabile), ma solo una microfiltrazione a monte della sezione RO tramite un filtro a cartuccia per rimuovere le particelle sospese più grossolane, quindi modificarne la torbidità.

Quindi si importano in primo luogo le caratteristiche chimico-fisiche dell'acqua di alimentazione specificando le concentrazioni di ogni ione, la temperatura ed il pH, la materia organica contenuta e la torbidità (Figura 2.2.2).

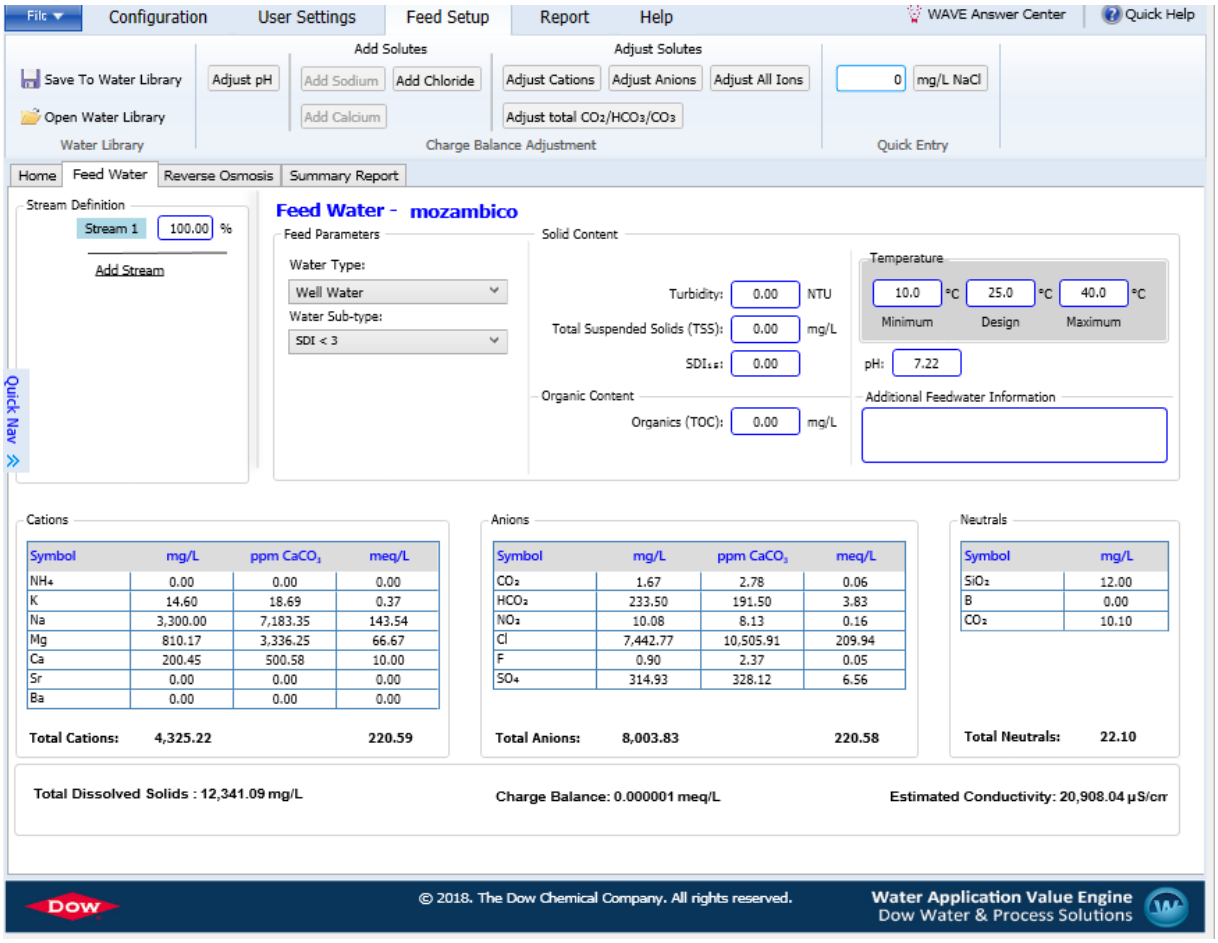


Figura 2.2.2: Importazione dei dati dell'acqua di alimento nel software

Si possono organizzare in modo ipotetico e arbitrario il numero di pass e di stage.

Lo stage rappresenta il numero di filtrazioni che vengono effettuate sull'acqua di alimentazione e sul concentrato da esso prodotto. Ad esempio, se si hanno due stage (Figura 2.2.3) il primo blocco di membrane filtra l'acqua di alimentazione mentre le membrane del secondo stage ne filtrano l'acqua concentrata prodotta. Se si avessero n stage, le membrane dell'n-esimo stage filtrano l'acqua dello stage n-1. Il numero di stage definisce sostanzialmente quanti trattamenti sono effettuati sul concentrato.

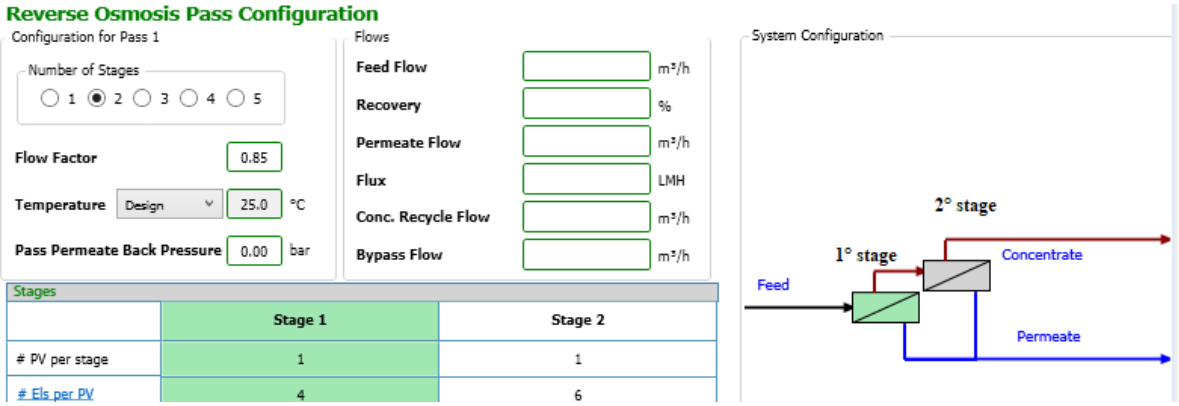


Figura 2.2.3: Esempio di configurazione della sezione RO con 2 stage

Il numero di pass definisce invece quanti trattamenti subisce il permeato prima di ottenere il prodotto permeato finale, per esempio in Figura 2.2.4 è rappresentata la configurazione con due pass.

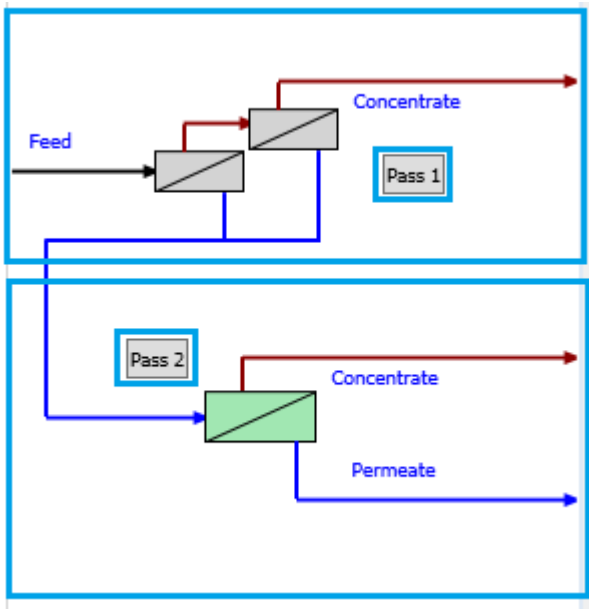


Figura 2.2.3: Esempio di configurazione della sezione RO con 2 pass

Iterando la configurazione con questi gradi di libertà, si può scegliere la distribuzione che renda la recovery la più alta possibile. La recovery a sua volta cambierà da elemento a elemento successivo in quanto la salinità cambia nella lunghezza.

In questo caso, ad una recovery abbastanza elevata dovrà corrispondere un opportuno valore di SAR per l'acqua di irrigazione.

Per quanto riguarda la scelta delle membrane, sapendo che ogni elemento, o membrana, ha una recovery massima del 15%, e che per ogni modulo andrà diminuendo progressivamente, si possono installare al massimo 8 moduli in serie (Figura 2.2.3).

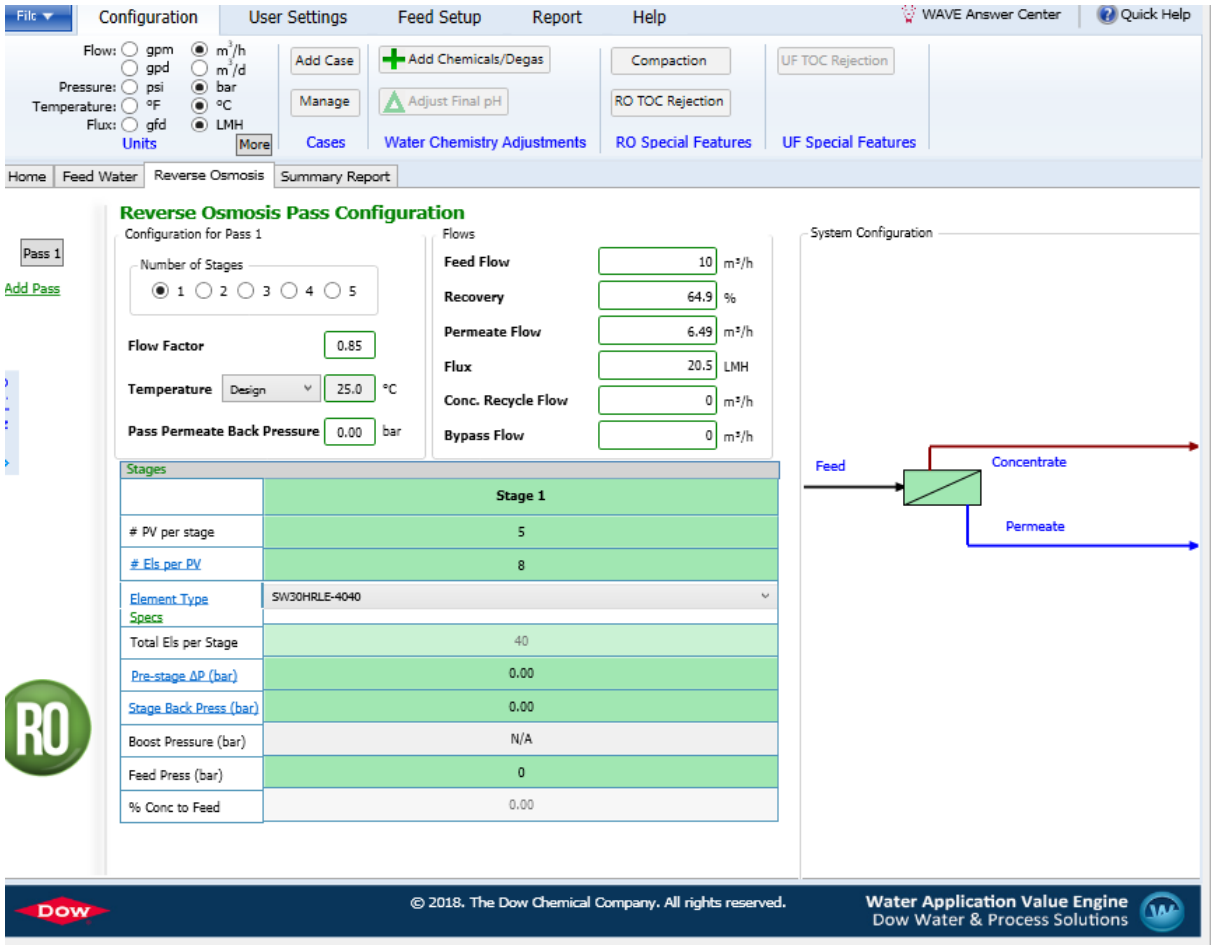


Figura 2.2.3: Configurazione della sezione RO nel software

Scelti il numero di pass, di membrane e adottati eventuali ricircoli o bypass della portata si può impostare una recovery obiettivo e le temperature minima, media e massima di esercizio. Si può inoltre imporre:

- il numero pressure vessel per ogni stage
- il numero di pass
- il numero di elementi (membrane) contenuto in ogni pressure vessel
- la perdita di carico stimata a monte della sezione RO,
- la pressione del feed

per questo ultimo punto si può scegliere se far calcolare al software la pressione ottimale di lavoro come output oppure appunto esso potrà essere importato come dato nel caso si abbia necessità di lavorare ad una pressione data.

Tra le possibili scelte, rappresentate nella Figura 2.2.4, si selezionano le membrane che possono smaltire la portata oraria stabilita e dare una recovery ottimale. Ad esempio, volendo trattare acqua di mare (35000 ppm NaCl) le membrane nel riquadro blu saranno più opportune; se ad esempio l'acqua da trattare è a livelli di salinità inferiori, fino a 2000 ppm NaCl, la scelta ricadrà sulle membrane indicate nel riquadro verde. Bisogna tener conto che nella lunghezza la salinità aumenta rispetto all'acqua di feed, e per questo delle membrane che nei primi stage possono essere adatte, negli stage successivi potrebbero non essere più utilizzabili perché la concentrazione è aumentata rispetto ai precedenti stage.

L'opzione migliore è ridurre il numero di tipi di membrane utilizzate in un impianto, in quanto oltre ad avere un rifornimento più semplice per la sostituzione, si semplifica lo schema impiantistico e la distribuzione delle portate e delle perdite di carico nell'impianto.

Product Specifications

Element	Active Area	Pressure	Flow	Rejection(%)	Conc. (ppm)	Salt	Recovery (%)	Diameter
LC HR-4040	94 (8.7)	225 (15.5)	2,900 (10.98)	99.7	2000	NaCl	15	4
LC LE-4040	94 (8.73)	125 (8.6)	2,500 (9.5)	99.2	2000	NaCl	15	4
BW30-365	365 (33.9)	225 (15.5)	9,500 (36)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400/34	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400/34i	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-440 (obsolete)	440 (40.9)	225 (15.5)	11,500 (43.5)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-440i (obsolete)	440 (40.9)	225 (15.5)	11,500 (43.5)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-4040	78 (7.2)	225 (15.5)	2,400 (9.1)	99.5	2000	NaCl	15	4
BW30-2540	28 (2.6)	225 (15.5)	1000 (3.8)	98	2000	NaCl	15	2.5
SEAMAXX	440 (40.9)	800 (55.2)	17,000 (64.3)	99.70	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400i	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440i	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400i	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-440	440 (40.9)	800 (55.2)	12,000 (45.4)	99.70	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-440i	440 (40.9)	800 (55.2)	12,000 (45.4)	99.70	32000	NaCl	8	8

Active Area units: square feet (square meter)
Pressure units: psi (bar)
Flow unit: gallons per day (cubic meters per day)
Double-click on a row above to select the appropriate product

OK Cancel

Figura 2.2.4: Le membrane si differenziano in base alla propria area attiva e relativo flusso di acqua, rejection, recovery massimo (dipendente dalle proprietà dell'acqua), concentrazione indicata dell'acqua di feed e diametro.

Se la quantità di concentrato a valle di una membrana si riduce troppo, le successive avranno una recovery che è maggiore dei limiti impostati nel software e perciò in output si avrà un messaggio di "warning" da parte del software, che indica il non corretto funzionamento delle membrane.

2.3 Recupero della pressione

Negli impianti ad osmosi inversa per ridurre il consumo energetico totale sono stati progettati diversi dispositivi per recuperare l'energia della brine pressurizzata e trasferirne almeno in parte al feed. Negli attuali impianti a osmosi inversa sono generalmente adottati i dispositivi di recupero della pressione ERD (*energy recovery devices*) che riducono notevolmente il consumo energetico dell'impianto.

Questi metodi di recupero energetico possono essere classificati come:

- conversione da idraulica a meccanica
- conversione idraulica in serie
- conversione idraulica in parallelo

La prima classe, consiste in una turbina collegata ad un albero comune tra motore e pompa (pompe centrifughe o volumetriche). Le turbine comunemente sono le "Pelton wheel". Questi sistemi, chiamato ERT (*energy recovery turbines*) presentano una doppia conversione di energia: prima conversione di energia idraulica della salamoia a energia meccanica dell'albero, e in seguito conversione di energia meccanica dall'albero all' idraulica della pompa. La logica di funzionamento è rappresentata in Figura 2.3.1.

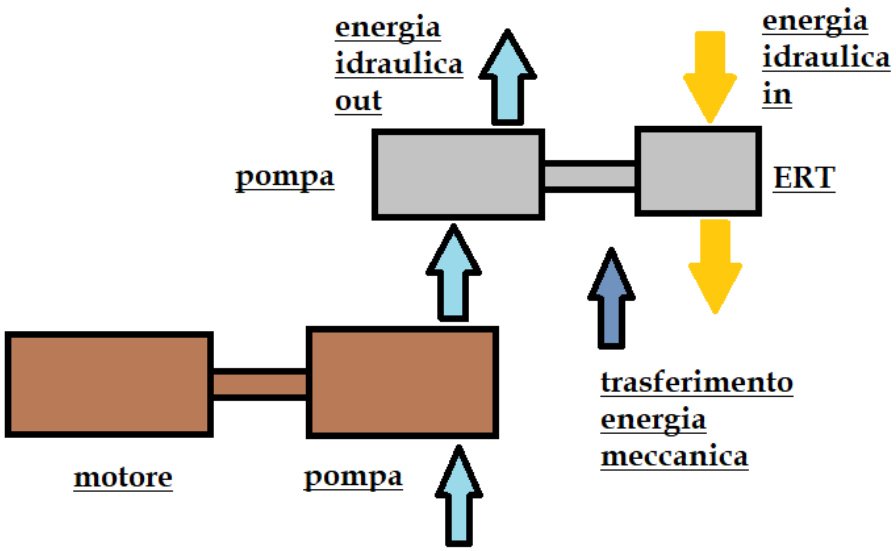


Figura 2.3.1: Schematizzazione del principio di funzionamento del recupero ERT [29]

Nella seconda classe, a comando idraulico in serie, il sistema comprende essenzialmente una turbina detta *runner* e una girante della pompa accoppiate ad un albero in comune all'interno di un uno stesso involucro, disposto in serie con la pompa principale del feed. La turbina può essere centrifuga o Pelton. Esempi di tali sistemi sono i cosiddetti "*turbocharger*" la cui schematizzazione è in Figura 2.3.2.

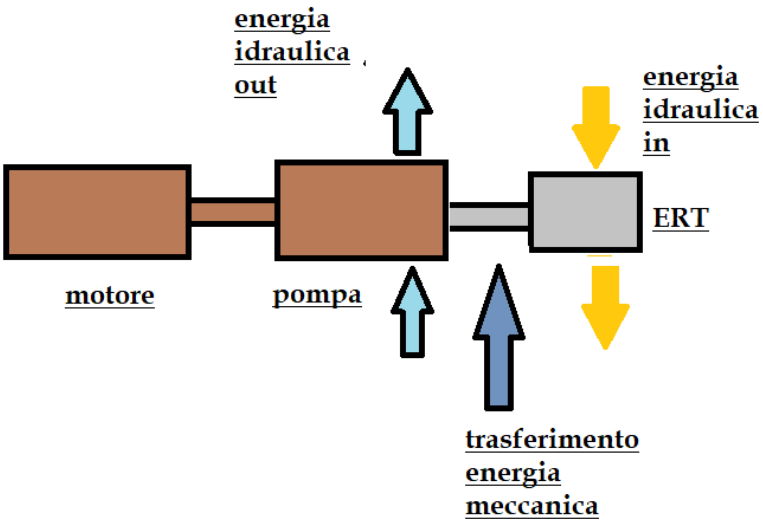


Figura 2.3.2: Schematizzazione del principio di funzionamento del turbochargher [29]

Anche se queste tecnologie sono più compatte della prima classe, sono soggette comunque alla doppia conversione di energia e sono tecnologicamente più difficili da realizzare.

La terza classe, i convertitori idraulici in parallelo, normalmente utilizzano il pompaggio volumetrico che consiste in due pistoni idraulici liberi accoppiati in modo reciproco, separati da un tampone. Questo dispositivo lavora su una porzione del feed di uguale quantità della brine, ed esso opera in parallelo alla pompa di pressurizzazione principale, che a sua volta si occupa di pressurizzare la restante parte di feed. Questi dispositivi sono comunemente noti come "*Pressure Exchanger*". I PE hanno il vantaggio di convertire direttamente l'energia idraulica della salamoia in energia idraulica del feed, a differenza dei precedenti, con efficienza del 90%. L'installazione dei PE negli attuali impianti RO è rappresentata in Figura 2.3.3. [7][29]

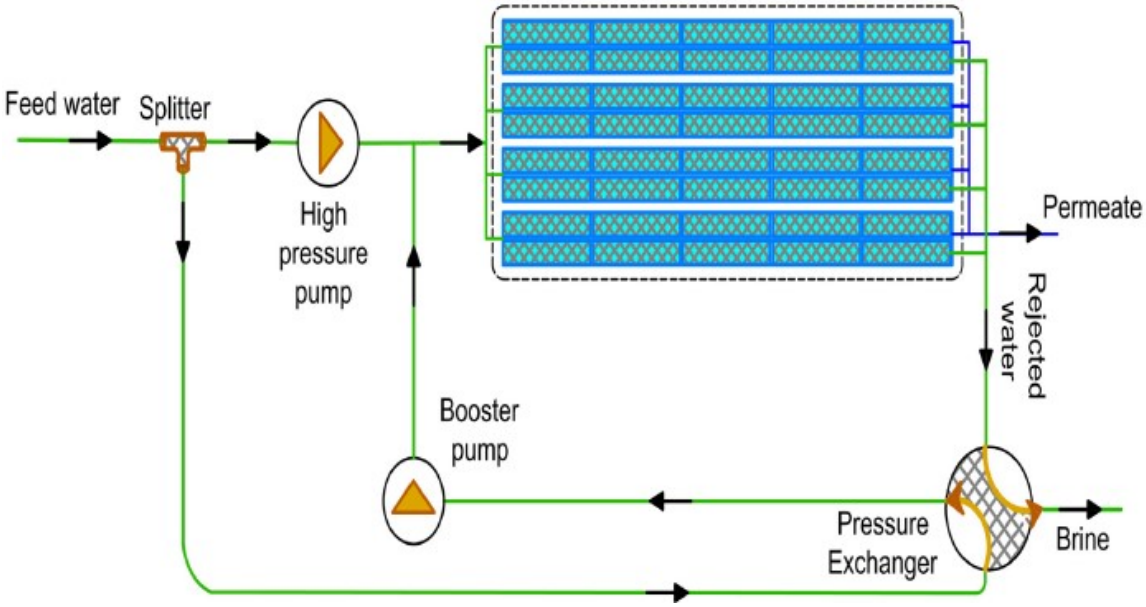


Figura 2.3.3: Impianto di dissalazione con recuperatore di pressione PE [7]

Questa tecnologia è realizzata attraverso il contatto diretto tra la salamoia e il feed. Per ridurre l'effetto del mescolamento tra la salamoia e l'alimentazione, l'elemento rotante (*feed buffer*) è guidato dal fluido che dà momento angolare alla velocità di 1500 rpm. Esso ha quindi la funzione di separare ciclicamente le portate che vengono a contatto. Quando la dimensione del buffer aumenta, la quantità di miscelazione diminuisce e allo stesso tempo la quantità di salamoia e flusso di alimentazione pressurizzabile attraverso il dispositivo diminuisce a sua volta. Quindi, per aumentare la quantità di portate di alimentazione e di salamoia bisogna aumentare la velocità del rotore e questo dipende dal design del rotore dalle condizioni di funzionamento del sistema. Questo requisito limita le prestazioni del dispositivo per le piccole portate e impone condizioni strette nella qualità dell'acqua di alimentazione e della salamoia. [28]

Il primo progetto realizzato nei primi anni ottanta come ERD utilizzava i sistemi basati su turbine idrauliche Francis o Pelton. Questi sistemi hanno consentito il recupero di energia specifica inferiori a 5,00 kWh / m^3.

Attualmente nei grandi impianti di dissalazione i dispositivi utilizzati sono i PE con efficienza di trasferimento dell'energia superiore al 95% e offrono un recupero dell'energia specifica intorno ai 2,50 kWh / m^3.

Per questo la tendenza attuale è verso la sostituzione di dispositivi PE per ottenere risparmi energetici nei grandi impianti che presentano recuperatori ERT.

Questi sistemi PE si trovano in commercio solo per portate di almeno 5 m^3/h e danno sensibili variazioni di salinità del feed. Un sommario confronto tra i sistemi ERD ed ERT è in Tabella 2.3.1.

	ERT	**PE**
taglia dell'impianto	fino a 5000 m^3/giorno	più di 5000 m^3/giorno
recupero percentuale	45-50%	37-45%
portate trattate	elabora il 100% della brine	elabora il 37/45% della brine per dispositivo
modifica della salinità del feed	no	si
efficienza del dispositivo	fino al 90%	90-97%
consumo specifico risparmiato	3-4 kWh/m^3	2-3 kWh/ m^3
risparmio energetico	35-42%	55-60%

Tabella 2.3.1: Confronto tra i sistemi ERT (energy recovery turbines) e PE (pressure exchanger) per il recupero energetico negli impianti RO [28]

Il sistema che non alteri la recovery del sistema, e di conseguenza la quantità e qualità dell'acqua prodotta e che si presta meglio per un impianto che tratta basse portate, è quindi un sistema di conversione di energia da idraulica a meccanica, dimensionato attraverso le portate che possono movimentare l'organo rotante. In base alla potenza prodotta dalla turbina si avrà vantaggio nel netto dell'energia elettrica che interessa il sistema.

3. LOCALIZZAZIONE E DATI DI INPUT

3.1 Ambiente geografico

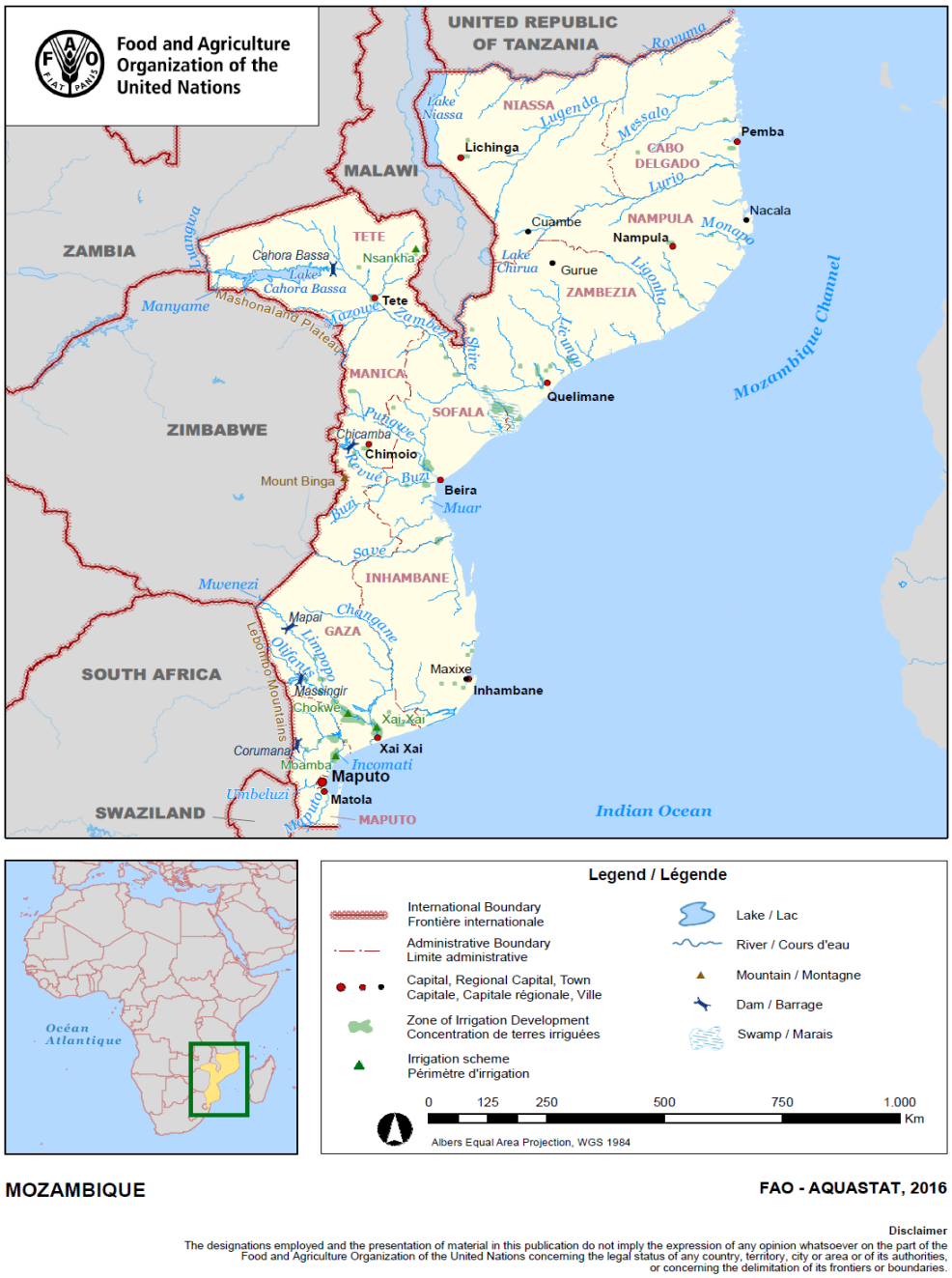


Figura 3.1.1: zona geografica di installazione dell'impianto [10]

Il fiume Zambesi divide il Mozambico in due regioni topografiche: a nord, la stretta fascia costiera lascia il posto alle colline dell'entroterra e bassi altipiani, a sud le pianure coprono una vasta area dell'entroterra, fino all'altopiano del Mashonaland e Lebombo situate nel profondo sud (figura 3.1.1).

Condizioni climatiche

Il Mozambico ha un clima tropicale, con una stagione umida (da ottobre a marzo) e una stagione secca (da aprile a settembre). Tuttavia, il clima locale varia in modo significativo in base all'altitudine. La più alta piovosità è nella zona costiera. Le precipitazioni annuali variano da 500 a 900 mm in tutto il paese. (figura 3.1.2)

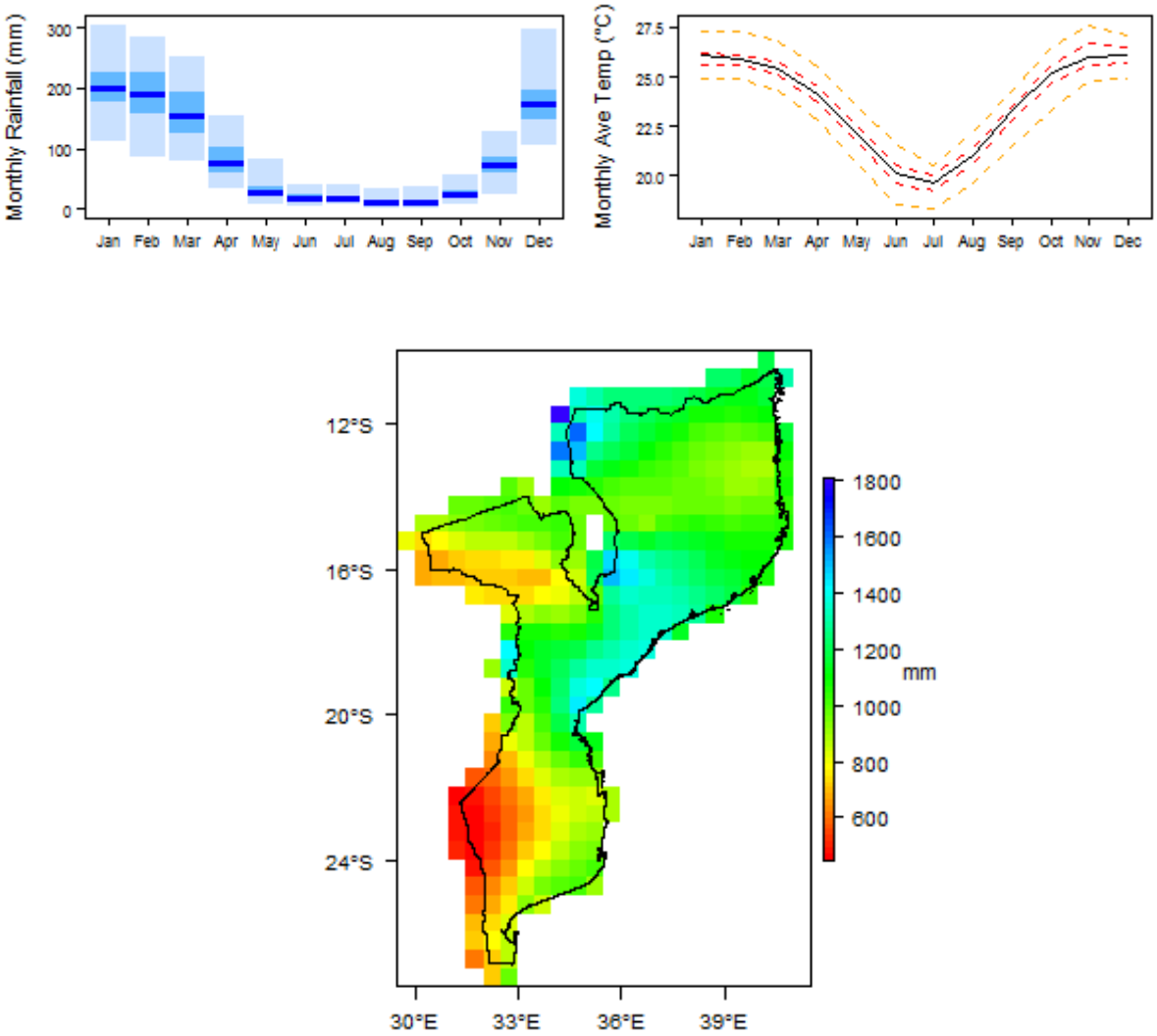


Figura 3.1.2: piovosità e andamento delle temperature nell'anno [2]

Reproduced with the permission of the British Geological Survey ©UKRI. All rights Reserved

Bacino sedimentario del Mozambico a sud del fiume Save

Il bacino sedimentario a sud del fiume Save è il più esteso del Mozambico e copre un'area del 21% circa del paese, sebbene in gran parte della sua area sia coperta da depositi calcarei.

È la falda acquifera più studiata del Mozambico. Nell'entroterra, il bacino è caratterizzato da estese pianure, che si insinuano dolcemente verso il basso, scavate dalle valli dei fiumi Save e Limpopo e da fiumi minori. A nord-est, l'altopiano di Urrongas è ricoperto da calcari.

Qui vi sono falde acquifere variabilmente produttive a seconda della litologia: da quelli moderatamente produttivi (rese del pozzo da 3 a 10 m^3/h) a quelli produttivi (rese del pozzo da 10 a 50 m^3/h).

Le maggiori potenzialità di sviluppo risiedono nelle falde acquifere più profonde, in quanto la produttività acquifera tende ad aumentare verso il basso. Alcune falde che presentano calcari e/o rocce calcaree possono essere altamente produttive (rese del pozzo superiori a 50 m^3/h). Tuttavia, più della metà del bacino sedimentario del Mozambico, a sud del fiume Save, presenta seri problemi con le acque sotterranee saline, specialmente in una striscia centrale dal fiume Save al Maputo.

L'alta concentrazione salina deriva da acqua di formazione salina, condizioni semi-aride e inondazioni marine durante il periodo del Pleistocene. In particolare, nelle aree interne delle province di Inhambane e Gaza, l'acqua sotterranea è molto salata (valori CE superiori a 4000 μS / cm). [2]

3.2 Quantità qualità ed uso dell'acqua freatica

Quantità di acqua freatica in Mozambico

Ci sono molti potenziali problemi legati all'uso delle acque sotterranee in Mozambico.

Ci sono poche informazioni sullo stato attuale della quantità di acque sotterranee e non vi sono informazioni quantitative sul loro uso. Prima che l'acqua di falda possa essere utilizzata su larga scala per l'irrigazione o per altri usi, è necessaria una ricerca approfondita (DNA 1987, British Geological Survey 2002).

Le acque sotterranee hanno un ruolo potenziale significativo nell'approvvigionamento di acqua potabile, ma attualmente sono usate solo scarsamente per l'irrigazione a causa dei seguenti fattori:

1) c'è poca informazione sull'uso delle acqua da falde intorno ai fiumi non perenni;

2)le falde acquifere per l'irrigazione sono usate principalmente per l'agricoltura di sussistenza, ad eccezione di alcune aree ad alta intensità di manodopera;

3) la legislazione sull'estrazione dalle falde acquifere in Mozambico è agli albori. La formazione nel settore è molto limitata al momento: la manutenzione e la formazione tecnica in questo settore sono essenziali.

4) i potenziali utenti non hanno conoscenza o accesso al potenziale delle acque sotterranee nella loro area.

Qualità dell'acqua freatica in Mozambico

Problemi significativi di salinità si verificano in alcune parti delle falde acquifere del sud, a causa dell'intrusione naturale dell'acqua di mare, formando aree con acque di falda salmastre. In vaste aree di Gaza, nella provincia di Maputo e Inhambane, le falde acquifere della falda principale (da 20 a 80 m di profondità) hanno valori di conduttività elettrica ben superiori agli standard di acqua potabile dell'OMS di 2000 μS/cm. Questi valori rendono anche le falde acquifere inadatte per molte colture e per l'allevamento del bestiame. In alcuni casi particolari (ad esempio a Chokwe e Chibugo), sono stati praticati fori extra profondi (100-150 m) per raggiungere l'acqua dolce nelle falde acquifere. Tuttavia, tali trivellazioni sono troppo costose da considerare per l'irrigazione (in particolare perché è necessario raggiungere una corretta impermeabilizzazione della falda acquifera salina superiore). (DNA 1987, British Geological Survey 2002).

Uso delle acque di falda in Mozambico

Le acque sotterranee sono la principale fonte di acqua per la maggior parte delle zone rurali e per le città di Quelimane, Pemba, Tete e Inhambane. Sono anche utilizzate in parte a Maputo (in piccoli sistemi privati). Il censimento del 2007 ha dimostrato che le acque sotterranee sono utilizzate da almeno il 60% della popolazione. È in gran parte estratto attraverso pompe a mano (14,1%) e pozzi aperti poco profondi (46,6%), destinati all'acqua potabile nelle zone rurali. Anche l'acqua convogliata ai rubinetti (alle singole case e ai punti di ristoro pubblici) (20,6%) è in parte prodotta da le acque sotterranee.

Le acque superficiali di fiumi e laghi sono utilizzate solo dal 17,1% delle famiglie. Poiché non vi è alcuna forma di monitoraggio o controllo sull'uso delle acque sotterranee, non vi sono informazioni quantitative sulla totale quantità o qualità.

Il sotto settore "familiare" rappresenta circa il 98% dell'area in produzione agricola e produce quasi tutte le colture alimentari, come mais, manioca, riso e fagioli. È caratterizzato da piccole aree (1,8 ettari ciascuna in media), bassi input agricoli, attrezzature inadeguate e basse rese e rendimenti. Quasi tutta la produzione è a pioggia, in quanto gli agricoltori non possono permettersi di installare sistemi di irrigazione. All'interno di questo settore esiste un piccolo gruppo di agricoltori commerciali emergenti che utilizzano alcuni input agricoli e vendono i loro prodotti nei mercati locali. Questo gruppo crede che uno dei loro principali bisogni sia la creazione o il miglioramento dei sistemi di irrigazione. Tuttavia, per fare questo è richiesta la

prima registrazione del terreno, dal momento che il 97% di loro non ha un titolo di proprietà legale.

Le piccole e medie imprese private rappresentano il crescente sottosettore commerciale. Queste aziende hanno un know-how tecnologico, utilizzano input agricoli, generalmente hanno accesso al credito e, in particolare nel sud del paese, hanno accesso all'irrigazione. Sono un'importante fonte di occupazione e in particolare contribuiscono alla diffusione e al trasferimento di tecnologie. La loro produzione è diretta a rifornire i mercati nazionali, le agro-industrie e l'esportazione. Le principali colture da esportazione sono il cotone, gli anacardi, la canna da zucchero, il tabacco e il tè. La dissalazione dell'acqua in Mozambico è considerata dunque una opzione futura. [4]

3.3 Qualità dell'acqua campionata

Da test di laboratorio condotte in Mozambico e pervenuti al Politecnico di Torino, sono risultate le seguenti concentrazioni per un'acqua di falda salmastra (tabella 3.1.1):

cationi	Unità di misura	
	mg/l	meq/l
NH_4^+	0	0
K^+	14.60	0.3735
Na^+	3300	143.54
Mg^{2+}	810.16	66.66
Ca^{2+}	200.44	10.00
Sr^{2+}	0	0
Ba^{2+}	0	0

anioni	Unità di misura	
	mg/l	meq/l
CO_3^{2-}	1.66	0.055
HCO_3^-	233.49	3.826
NO_3^-	10.07	0.162
Cl^-	7442.7	209.93
F^-	0.899	0.0473
SO_4^{2-}	314.92	6.556

neutrali	Unità di misura
	mg/l
SiO_2	11.99
B	0
CO_2	10.104

Tabella 3.1.1: Dati dell'acqua di falda salmastra campionata

Il valore di TDS è quindi di 12335 mg/L.

La conducibilità stimata è pari a E_{cw}=20908 μS/cm, che è legata alla concentrazione salina C [g/L], tramite la relazione: [10]

$$C = E_{cw} \cdot 0.8$$

C risulta 16.726 g/L. Considerando che l'acqua di mare ha una concentrazione salina mediamente pari a 35000 mg/L l'acqua in esame risulta meno concentrata di quella di mare ma comunque inutilizzabile a scopo irriguo.

L' indice di aggressività risulta:

$I_A = pH + log10(A \cdot H) = 12.21$, acqua non aggressiva. [10]

	mg/L	meq/L
[Na^+]	3300	143.5
[Ca^{2+}]	200.44	10.022
[Mg^{2+}]	810	66.7
	SAR max.	10
	SAR risultato	23.17

È evidente la necessità di abbassare il SAR; il valore elevato di sodio è il maggior responsabile della contaminazione del terreno, perciò bisogna porre attenzione al valore ottenuto dopo il trattamento.

In questa sede, in via cautelativa, è stato tenuto come obiettivo un valore del SAR molto basso data la severa condizione climatica in cui si colloca l'impianto e il conseguente alto rischio di inaridimento del terreno.

3.4 Acqua reflua concentrata

Gli impianti inland devono gestire il problema di smaltimento delle acque concentrate senza possibilità di loro scarico in acqua di mare: essa dovrà essere gestita da enti locali per lo smaltimento, che la raccoglieranno e la trasporteranno in saline dedicate alle acque da osmosi inversa.

Trattamenti convenzionali per i concentrati di RO generati negli impianti

Lo scarico della salamoia in mare rappresenta una minaccia potenzialmente grave per gli ecosistemi marini. Esperimenti di laboratorio tossicologici ed indagini in campo hanno chiaramente dimostrato i potenziali impatti negativi sugli organismi acquatici quando presenti salamoie e loro componenti a concentrazioni elevate.

Nel caso di dissalazione termica, inoltre, la salamoia è solitamente più calda dell'acqua del corpo idrico di scarico, una circostanza che è stata dimostrata come causa di ulteriore danno ambientale, in particolare agli ecosistemi fragili come le barriere coralline.

Inoltre, durante il pre e post-trattamento vengono immesse una varietà di agenti chimici per per evitare lo sporcamento il deterioramento e delle membrane. A causa di questi effetti negativi, lo smaltimento diretto nell'acqua di mare dei concentrati da RO è destinato a sparire.

Tradizionalmente gli impianti di dissalazione su terra ferma hanno lo scarico dell'acqua concentrata in "*evaporation pond*". Il concentrato è posto in uno stagno poco profondo che permette all'acqua di evaporare naturalmente usando l'energia solare; dopo l'evaporazione dell'acqua, il sale viene lasciato negli stagni e rimosso per lo smaltimento. Gli stagni di evaporazione sono relativamente facili da costruire, in quanto richiedono poche operazioni e attrezzature meccaniche per la realizzazione, fatta eccezione per le pompe che convogliano le acque reflue allo stagno.

La concentrazione in stagni ha comunque diversi svantaggi, come l'uso estensivo del territorio e la bassa produttività, ma è utilizzata al fine di ottenere un rifiuto solido più facile da gestire rispetto ad un flusso di liquido contaminato.

Proprio a causa degli effetti avversi dello smaltimento, la ricerca attuale si concentra sulla riduzione dell'impatto del concentrato da RO riducendone il volume e/o diminuendone il carico inquinante.

Le tecnologie emergenti focalizzate sul trattamento dei concentrati di RO da impianti di dissalazione sono:

la *Vacuum Membrane Distillation* (VMD): la distillazione a membrana è stata studiata come alternativa per la lavorazione di soluzioni acquose altamente concentrate. È un tecnologia evaporativa che utilizza una membrana per supportare l'interfaccia liquido vapore. I principali vantaggi della VMD rispetto alla distillazione convenzionale è che in questi processi la temperatura operativa è nel range di 60 e 80 °C e che le membrane forniscono un'area di contatto elevata per unità di volume dell'apparecchiatura, consentendo installazioni molto compatte. Studi condotti a riguardo hanno dimostrato un aumento dal 40% all'89% nel recupero idrico di 40.000 m^3/giorno da un impianto RO alimentato con acqua di mare, connessa ad una riduzione di il volume della salamoia di un fattore di 5,5 dopo aver accoppiato RO e VMD.

Oltre alla soluzione VMD, una delle linee di ricerca più innovative mira a raggiungere la riduzione del volume di concentrato al punto più alto, lo *Zero Liquid Discharge* (ZLD), che corrisponde al massimo recupero di acqua, attraverso diverse fasi di trattamento al fine di evitare lo smaltimento degli effluenti liquidi. Nei sistemi ZLD di base, la combinazione è un tandem RO (RO primario e RO secondario). La stima iniziale dei costi di trattamento indica che questi sistemi sarebbero fattibili, ma sarebbe necessario un salto dall'impianto pilota ad un livello successivo che ne amplifica molto i costi di realizzazione.

Il recupero per sottoprodotti commerciali da concentrati di RO sarebbe l'opzione di trattamento ottimale, in quanto risolverebbe il problema ambientale di smaltimento, oltre che creare un'economia circolare.

Tuttavia, anche se le tecnologie di concentrazione termica della salamoia sono ben sviluppate, richiedono alta intensità energetica e per questo non si applicano comunemente su larga scala. [12]

4 IMPIANTO BWRO

4.1 Dimensionamento della sezione RO

Nella tabella sono raccolti i dati per il calcolo del fabbisogno irriguo secondo il metodo di Turc, riportato nel paragrafo 1.3. [10]
Il coefficiente colturale *Kc*, stabilito dalla FAO per ogni coltura, varia tra 0 e 1.4 ed è assunto pari a 0.8, valore di riferimento per una coltura nella sua fase di crescita.
La piovosità nella zona di interesse P_n è pari a circa 1032 mm/anno (figura 2.1.2)
È cautelativo porsi in condizioni di aridità, per esempio nel mese di aprile, in cui *C* (coefficiente pari a 0.37 per febbraio e 0.4 per i restanti mesi) vale 0.4 e la temperatura massima *T* in questo mese è assunta pari a 35 °C. La radiazione globale media del mese considerato R_g espressa in cal/cm² è pari a 560.

Kc	0.8	coefficiente colturale
P_n	1032	mm/anno
C	0.4	mese: aprile
T	35	°C
Rg	560	Cal/cm²

Dai calcoli risulta un fabbisogno irriguo di 1.94 mm al giorno, ovvero pari litri per ogni m²:

$$\frac{1.94}{2\ ore} = 0.97\frac{mm}{h} = 0.97\frac{l}{m^2}$$

Conoscendo il fabbisogno irriguo, sapendo che l'impianto BWRO avrà una resa di permeato che non è unitaria, si può stimare la portata nella linea di intake.
Per il caso considerato, si assume l'estrazione dalla falda di 10 m³/h, data la disponibilità media dell'acqua freatica nella zona che va da un minimo di 3 a un massimo di 50 m³/h (vedi paragrafo 3.1).

Assumendo un funzionamento giornaliero di 2 ore e ammettendo come calcolo preliminare una recovery del 50% si ottengono allora dal sistema funzionante 10 m³/giorno di permeato.

$$\frac{10000\ \frac{l}{giorno}\ permeato\ prodotto}{0.97\frac{l}{m^2}\ richiesti} = 10300\ m^2\ irrigabili$$

Questa quantità potrebbe dunque coprire a scopo irriguo un'area di circa 10000 m², ovvero un campo dal lato di 100 metri (Figura 4.1.1)

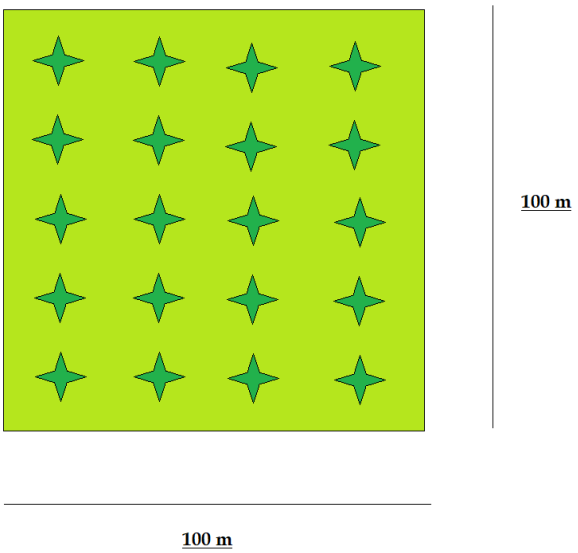


Figura 4.1.1: Area del campo irrigato calcolato in via preliminare (recovery del sistema RO pari al 50%)

Volendo aumentare il recovery totale del sistema RO, utilizzando il software commerciale WAVE illustrato nel paragrafo 2.2, imponendo i dati delle caratteristiche dell'acqua di feed nell'impianto a osmosi inversa e selezionando le opportune membrane da utilizzare, il programma potrà restituire il corrispondente valore di recovery totale, più alto del valore preliminare pari al 50%.

Dopo le dovute sperimentazioni con diverse membrane, si stabilisce quale sia la più performante (che riesca a ottenere il più alto valore di recovery).

La configurazione impiantistica deve comunque essere la più semplificata possibile, in modo da limitare le perdite di carico e per consentire una agevole installazione. La qualità dell'acqua permeata ottenuta deve presentare un valore di TDS minore di 0.5 g/l, valore che definisce un'acqua non salata. Sarà possibile infine, sotto questi risultati, scegliere la pompa di pressurizzazione da porre a monte del sistema: il software indica in output, per la membrana in utilizzo, la pressione a cui deve lavorare per ottenere la recovery indicata.

L'impianto può essere configurato in diversi modi, ad esempio con più stage e più pass, oppure con ricircoli della portata. Questo comporterebbe comunque una complicazione impiantistica. In generale inoltre, si riscontra dai report nelle diverse sperimentazioni tramite WAVE, che ad un aumento della produzione oraria corrisponde una peggiore qualità dell'acqua in termini di SAR.

Con il software sono quindi eseguiti i passaggi:

- **Importazione dati feed:** sono importati nel software WAVE i dati dell'acqua campionata i cui valori sono riportati nella tabella 3.1.1.
- **Scelta membrane:** La scelta delle membrane ricade su quelle che sono consigliate dalla casa costruttrice per lavorare ad alta salinità e con basse portate; questo impianto viene progettato per lavorare 2 ore al giorno. Tra le possibili scelte, rappresentate nella figura

2.2.4, si considerano le membrane SW30-4040, che presentano le seguenti specifiche (figura 4.1.2):

Massima portata di feed 3.6 m^3/h

Massima portata di permeato 7.4 m^3/giorno

Rejection 99.4%

Recovery 8%

Diametro 4" (99.06 cm)

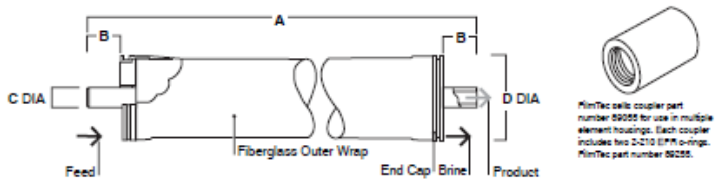
Lunghezza totale 1.016 m

Product Specifications

Product	Part Number	Active Area ft² (m²)	Applied Pressure psig (bar)	Permeate Flow Rate gpd (m³/d)	Stabilized Salt Rejection (%)
SW30-2514	80733	6.5 (0.6)	800 (55)	150 (0.6)	99.4
SW30-2521	80734	13 (1.2)	800 (55)	300 (1.1)	99.4
SW30-2540	80737	29 (2.8)	800 (55)	700 (2.6)	99.4
SW30-4021	80740	33 (3.1)	800 (55)	800 (3.0)	99.4
SW30-4040	80741	80 (7.4)	800 (55)	1,950 (7.4)	99.4

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 32,000 ppm NaCl, pressure specified above, 77°F (25°C) and the following recovery rates; SW30-2514 – 2%, SW30-2521 & SW30-4021 – 4%, SW30-2540 & SW30-4040 – 8%.
2. Permeate flows for individual elements may vary +/-20%.
3. For the purpose of improvement, specifications may be updated periodically.

Figure 1



Product	Maximum Feed Flow Rate gpm (m³/h)	Dimensions – Inches (mm) A	B	C	D
SW30-2514	6 (1.4)	14.0 (356)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)
SW30-2521	6 (1.4)	21.0 (533)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)
SW30-2540	6 (1.4)	40.0 (1,016)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)
SW30-4021	16 (3.6)	21.0 (533)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)
SW30-4040	16 (3.6)	40.0 (1,016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)

1. Refer to FilmTec Design Guidelines for multiple-element systems.
2. SW30-2514, SW30-2521 and SW30-2540 elements fit nominal 2.5-inch I.D. pressure vessels. SW30-4021 and SW30-4040 elements fit nominal 4-inch I.D. pressure vessel.

1 inch = 25.4 mm

Figura 4.1.2: Specifiche tecniche della membrana SW30-4040.

Con queste membrane, dai dati, si ha la possibilità di smaltire 6 m^3/giorno di portata in ingresso, corrispondenti a 0.25 m^3/h per elemento e quindi 2 m^3/h con 8 elementi disposti in serie.

Adottando una portata di intake di 10 m^3/h, una recovery del 50% totale, la portata prodotta di permeato sarebbe pari a 5 m^3/h.

- **Scelta del numero di pass e numero di stage:** con le membrane scelte, saranno sufficienti 5 linee contenenti le membrane scelte per smaltire i 10 m^3/h di intake. Si adotta questa configurazione per ridurre il numero delle linee pressurizzate, che sono fonte di perdita energetica per l'impianto; quindi riducendone il numero, il fabbisogno energetico si riduce.

4.2 Risultati e schema funzionale della sezione RO

Utilizzando solo un trattamento ad osmosi inversa si ha quindi, dai dati del report in output dal software (tabella 4.2.1, 4.2.2):

Elem.	**Recovery %**	**Feed [m³/h]**	**Pressione [bar]**	**Feed TDS [mg/l]**	**Concentrato [m³/h]**	**Permeato [m³/h]**	**Permeato TDS [mg/l]**
1	12	2	34.9	12361	1.8	0.24	21.87
2	12.6	1.8	34.6	14036	1.5	0.22	26.77
3	13.1	1.5	34.3	16047	1.3	0.2	33.51
4	13.3	1.3	34.1	18445	1.2	0.18	43.02
5	13.2	1.2	33.9	21261	1	0.15	56.76
6	12.6	1	33.8	24474	0.9	0.13	77.05
7	11.5	0.9	33.7	27978	0.8	0.10	107.5
8	9.9	0.8	33.6	31574	0.7	0.08	153.9

Tabella 4.2.1 valori di output WAVE per ogni elemento della sezione RO

A causa delle perdite di pressione che si presentano nel passaggio da una membrana all'altra, la perdita di pressione complessiva tra l'ottavo elemento e il primo è pari a 1.3 bar, infatti si passa dal valore di pressione imposto di 35 bar a 33.6 bar nell'ottavo elemento. Si nota come il feed vada progressivamente concentrandosi nel passaggio da una membrana alla successiva, passando da 12361 mg/L di TDS a 31575 mg/L di TDS. Allo stesso tempo il permeato prodotto da ogni elemento progressivamente decresce, infatti il primo elemento ha una produttività di 0.24 m³/h mentre l'ottavo ne presenta 0.8 m³/h. ogni linea della sezione RO è configurata con gli stessi elementi e lo stesso numero di elementi, perciò la somma delle portate di permeato prodotte da ogni linea sarà la stessa e si ha la stessa perdita di pressione in ogni linea. Questo consente di ottenere una distribuzione di pressione bilanciata nelle condotte. In definitiva si ottengono da ogni linea 1.3 m³/h di permeato e 0.7 m³/h di concentrato con feed per ogni linea pari a 2 m³/h. Essendo installate 5 linee in parallelo per il trattamento di 10 m³/h di feed, si ottengono i valori relativi all'intero impianto riportati nella tabella 4.2.2.

portata feed	10	m^3/h
portata permeato prodotto	6.48	m^3/h
Portata di concentrato prodotta	3.5	m^3/h
Pressione feed	34.9	bar
[NaCl] permeato	51.4	mg/L
[NaCl] concentrato	35006	mg/L
Recovery sistema RO	64.8	%
Energia specifica	1.87	kWh/m^3

Tabella 4.2.2 Output dal software WAVE

Quindi tramite il trattamento con osmosi inversa si ottiene il permeato ad una concentrazione in NaCl di 51.4 mg/L (da concentrazione salina iniziale pari a 16.72 g/L). Questo valore, che dev'essere minore di 0.5 g/L soddisfa perciò la prima richiesta sulla qualità dell'acqua irrigua.

Si può ora calcolare ogni indice dell'acqua permeata, ad esempio il SAR:

	mg/L	meq/L
$[Na^+]$	17,25	0.75
$[Ca^{2+}]$	0.33	0.0165
$[Mg^{2+}]$	1.38	0.113
	SAR max	10
	SAR risultato	2.94

Il valore di SAR ottenuto per il permeato è ottimo: acque irrigue che presentano valori di SAR < 3 sono utilizzabili in ogni tipologia di terreno senza limitazioni nella coltivazione anche per le colture più sensibili al sodio come gli alberi da frutto. Il SAR è abbattuto dal valore 23.17 a 2.94 grazie all'alta selettività della membrana e alla compresenza di piccole concentrazioni di calcio e magnesio che riducono l'attività del sodio che rimane in sospensione nel permeato. L'acqua irrigua perciò è adatta al suo impiego in ogni zona coltivabile senza rischio di progressiva sodicizzazione del terreno.

La quantità di permeato ottenuta è pari a 6.48 m^3/h: ricordando che il fabbisogno irriguo per è di 0.97 mm/m^2 questa quantità soddisfa l'irrigazione di:

$$\frac{6480\,\frac{l}{h}\cdot\frac{2\,h}{giorno}}{0.97} = 13360\,m^2$$

ovvero un campo di lato 115 metri circa (Figura 4.2.1)

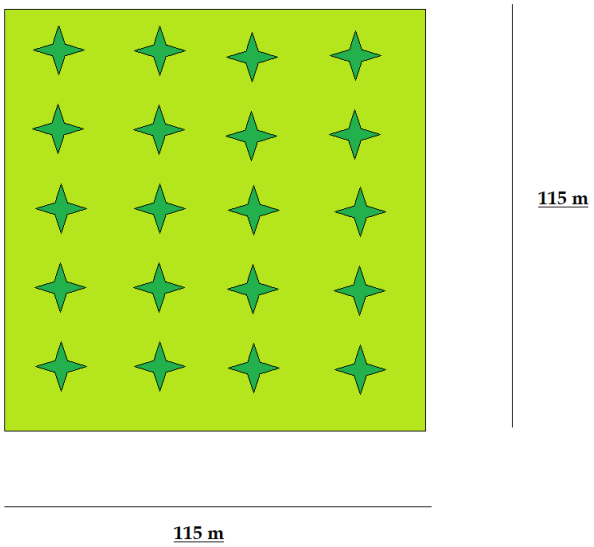


Figura 4.2.1: Area del campo irrigato (recovery 64.8%)

Sebbene la qualità dell'acqua ottenuta come permeato dipenda fortemente dalla temperatura, ed in generale decresce al crescere della stessa, non si sperimentano più scenari di temperatura, in quanto per un'acqua a scopo irriguo non si avranno significative variazioni all'effetto utile, mentre nel caso della produzione di acqua potabile bisogna ricontrollare i parametri ammissibili per l'acqua potabile al variare delle condizioni climatiche. [17] Lo schema funzionale dell'impianto è in Figura 4.2.2 e 4.2.3, che illustra anche il recuperatore di pressione dimensionato in seguito. Il modello 3D è in Figura 4.2.4.

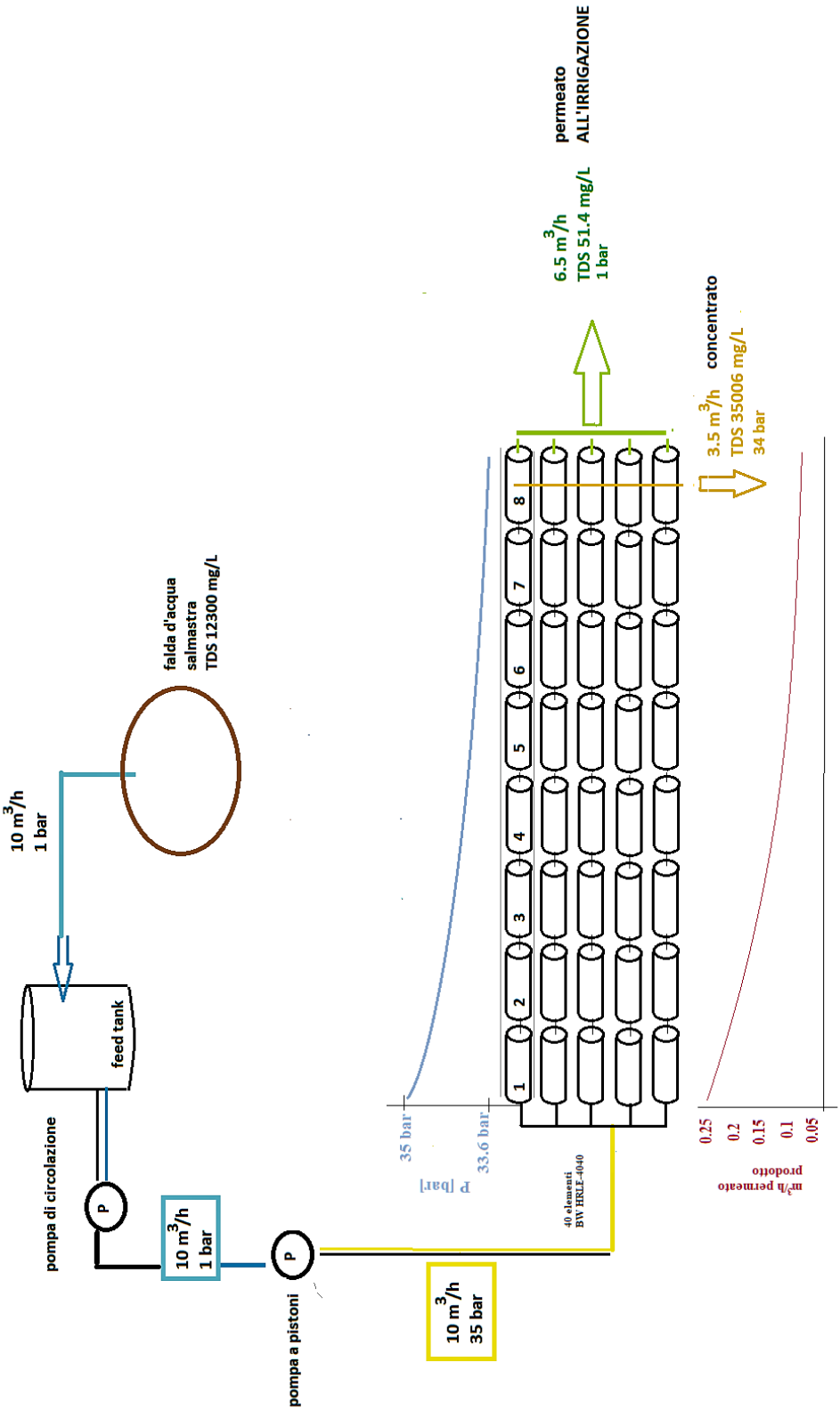


Figura 4.2.2: Schema funzionale dell'impianto BWRO

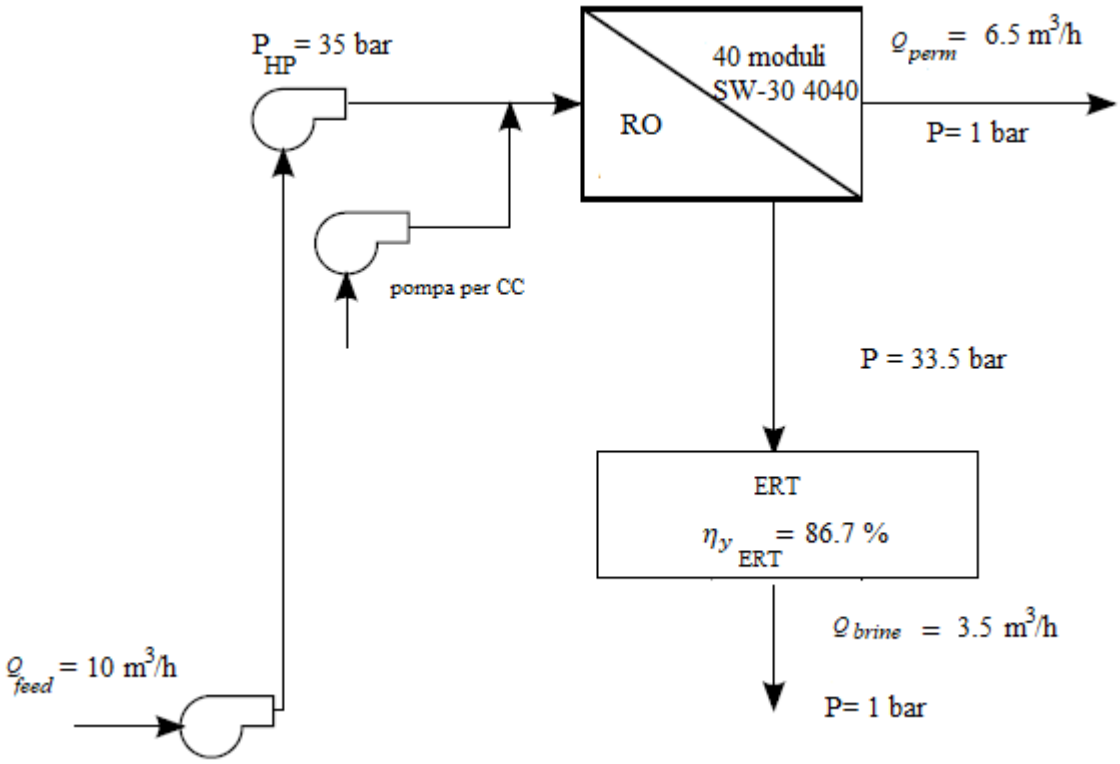


Figura 4.2.3: Schema funzionale dell'impianto BWRO

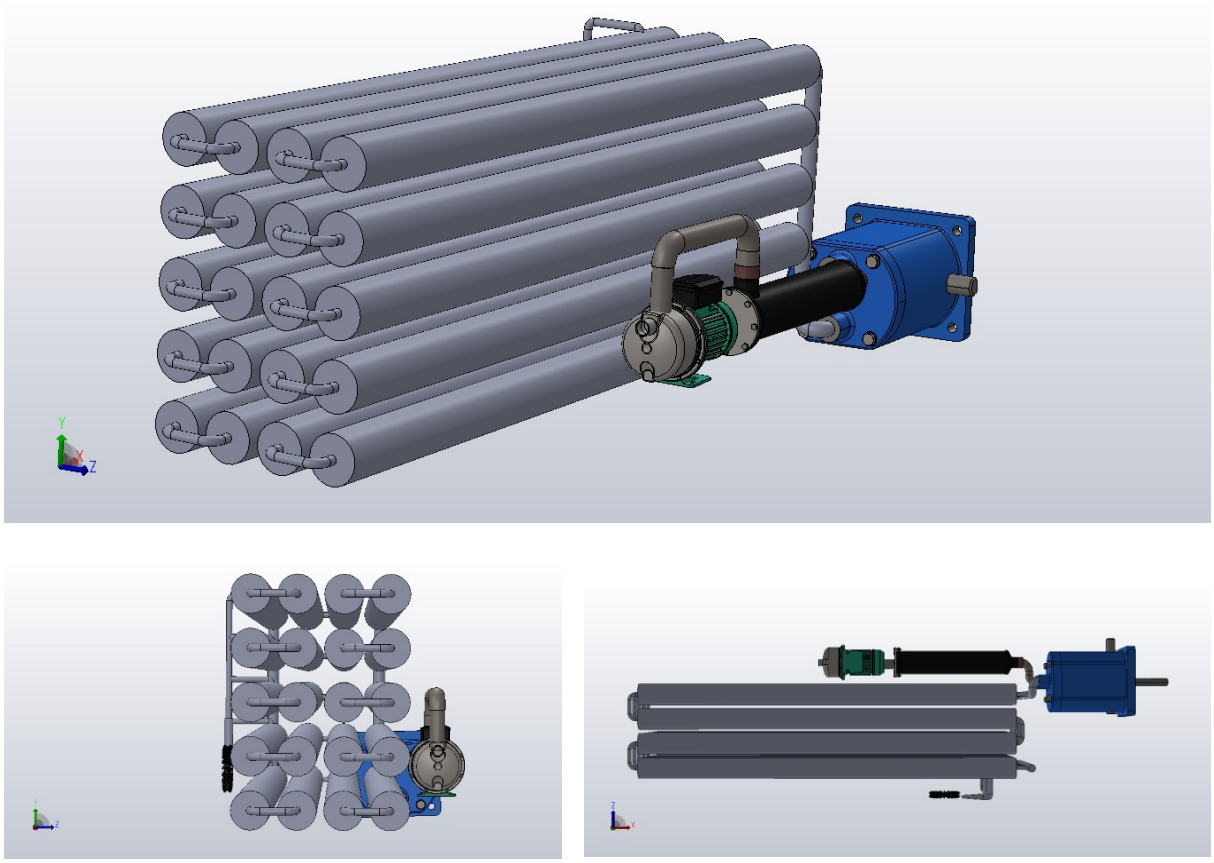


Figura 4.2.4: Modello 3D dell'impianto BWRO

4.3 Dimensionamento delle condotte in pressione

Le condotte nell'impianto nel tratto dalla pompa di pressurizzazione alla sezione di osmosi inversa sopportano una pressione elevata e pertanto devono avere un adeguato spessore che si può calcolare con le consuete procedure di dimensionamento delle condotte in pressione. [31]

I tubi di alimento della sezione RO, per una portata pari a 10 m^3/h, risultano avere il diametro pari a:

$$d = \sqrt{\frac{10 \cdot 3600 \cdot 4}{\pi}} = 215\, mm$$

Il tubo in acciaio utilizzato, resistente alla corrosione, ha come diametro commerciale pari a DN 250 mm, di spessore 5 mm.

Occorre verificare per la suddetta tubazione, per il tratto in pressione, la resistenza a 35 bar.

$$\sigma_c = \frac{r_i \cdot p_i}{s}$$

Dove:

$p_i = 35\, bar,$

$d_i = 236\, mm,$

$s = 5\, mm.$

Quindi occorre verificare:

$$\sigma_{max} = \frac{r_i \cdot p_i}{s} \leq \sigma_{am}$$

in cui σ_{am}, per tubi in acciaio vale:

$$\sigma_{am} \leq \frac{ReL}{1.6}$$

Tra le caratteristiche meccaniche secondo UNI EN 10025 si trova per l'acciaio S 235 R_{eL}=235 N/mm^2.

Dai calcoli risulta:

$\sigma_c = \frac{r_i \cdot p_i}{s} = 184\, MPa,$

$\sigma_{am} = \frac{ReL}{1.6} = 146.87\, MPa;$

risultando $\sigma_c > \sigma_{am}$, lo spessore necessario a sopportare la pressione, imponendo $\sigma_{max} = \sigma_{am}$, risulta pari a 5.62 mm. In ogni caso, lo spessore assunto deve soddisfare:

$$s \geq \frac{r_i}{25} + 1.1$$

che nel caso considerato risulta 5.82 mm. Si assume in via cautelativa uno spessore di 6 mm.

Per i tratti di immissione nei pressure vessel, procedendo in modo analogo, si trovano i diametri delle 5 sezioni di ingresso pari a 95 mm, quindi DN 100 mm, s=3.2.

La stessa dimensione del tubo di immissione è utilizzata per la condotta di estrazione del refluo concentrato, che è ancora ad una pressione elevata, a meno delle perdite di pressione nella sezione RO.

Le sezioni delle condotte in pressione sono schematizzate in Figura 4.3.1 e 4.3.2.

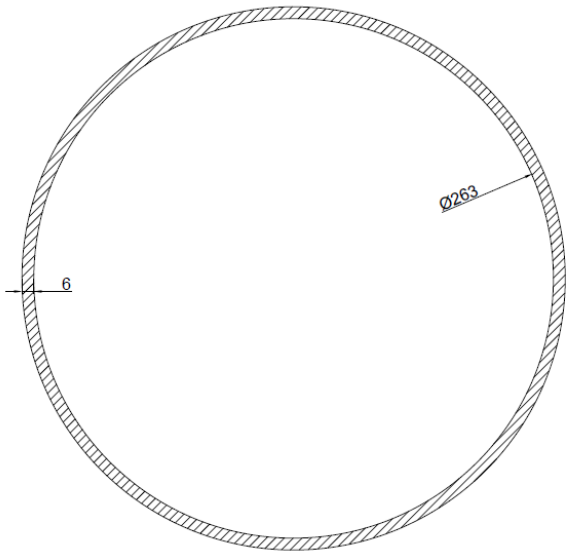


Figura 4.3.1 sezione di una condotta in pressione DN 250 spessore 6 mm

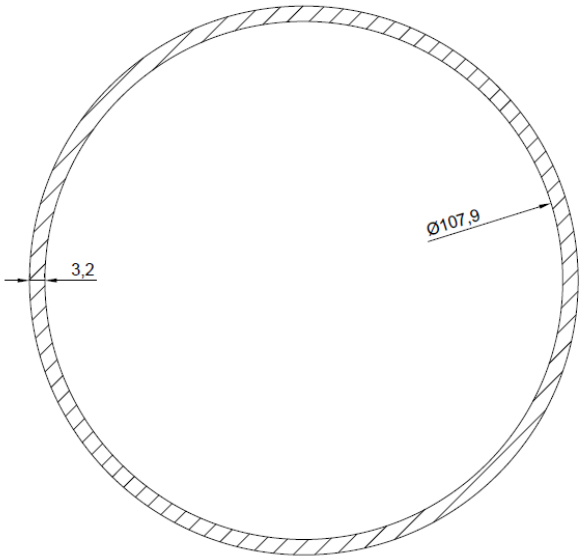


Figura 4.3.2 sezione di una condotta in pressione DN 100 spessore 3.2 m

4.4 Dimensionamento del recuperatore ERT

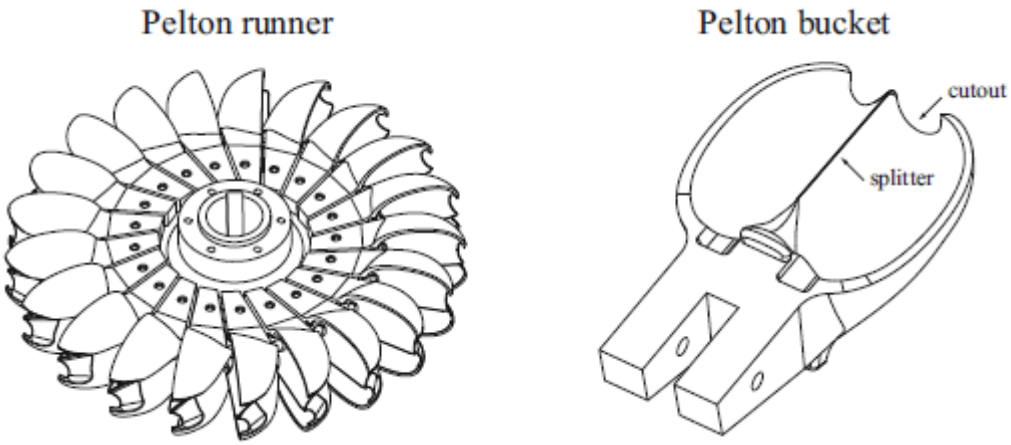


Figura 4.4.1: Turbina Pelton [26]

Installando una turbina Pelton a valle della condotta della portata di salamoia, pressurizzata a 33.5 bar, si può ottenere il recupero dell'energia come descritto nel paragrafo 1.5.

Le turbine Pelton (Figura 4.4.1) sono ruote che lavorano a pressione atmosferica. Ricevendo la portata tramite un ugello (*spina doble*), sono poste in rotazione attorno al proprio asse che può essere verticale o orizzontale.

Conoscendo la pressione della salamoia, pari a 33.5 bar, si può ricavare la velocità in ingresso alla pala c_1 tramite l'equazione di Bernoulli tra le sezioni di uscita dell'ugello (0) e di ingresso sulla pala rotorica (1):

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{c_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_0}{\rho \cdot g} + \frac{c_0^2}{2g} + z_0$$

Si può valutare l'effetto utile della macchina idraulica, definito come carico utile H_u, ovvero l'energia che può essere convertita da idraulica a meccanica, avendo a disposizione una portata di 3.5 m³/h pressurizzati a 33.5 bar. Il carico disponibile in metri sarà dato da:

$$H_u = \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{c_1^2}{2g} + z_1 = 335.5\ m$$

La velocità c_1 con cui il fluido impatta sulla pala, considerati allineati alla stessa quota l'ugello e l'ingresso della pala, sarà la cosiddetta velocità torricelliana:

$$c_1 = \varphi\sqrt{2gH_u} = 77\ m/s$$

Avendo considerato una perdita dell'ugello φ pari a 0.96.

Imponendo per la turbina Pelton il rapporto ottimale tra velocità periferica della ruota, u, e velocità assoluta dell'acqua c_1 , si ottiene la velocità periferica della ruota:

$$u = (\frac{u}{c_1})_{opt} = 0.48$$

$u = 37\ m/s$.

La velocità angolare è calcolata in accordo con il numero di coppie polari $2p$ del generatore elettrico con f pari a 50 Hz:

$$\omega = \frac{2\pi f}{p}$$

il diametro D della girante è quindi, in funzione del numero di poli del generatore:

$$D = \frac{2u}{\omega} = \frac{u}{\pi f} p = 0.235\ p\ [\mathrm{m}]$$

Mentre il diametro dell'ugello è, in funzione del numero di ugelli z e della portata volumetrica Q [m³/s]:

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi c_1 z}}$$

Perciò in funzione di z il diametro dell'ugello sarà, con la portata considerata di 3.5 m³/h:

$$d = \frac{7.1 \cdot 10^{-3}}{\sqrt{z}}$$

Comunemente il rapporto d/D è nell'intervallo $\frac{1}{50} : \frac{1}{8}$. Adottando un generatore con due coppie polari (p=1) e un ugello (z=1) si ottengono:

$$d = 0.0071\ m$$

$$D = 0.235\ m$$

Perciò il rapporto d/D risulta 0.03 che è compreso nel range sopra introdotto.

Essendo la turbina ad azione, si può calcolare la velocità assoluta in direzione periferica c_{u2} in uscita dalla girante, sapendo che:

$$\overrightarrow{w_1} = \overrightarrow{c_1} - \vec{u},$$

e che la ruota è ad azione, quindi il rapporto tra le velocità relative sarà pressoché unitario a meno delle perdite quantificate con Ψ, coefficiente di perdita della girante.

$$\Psi = 0.96 = \frac{w_2}{w_1},$$

Si ottiene il lavoro interno della macchina per unità di massa [J/kg] tramite la relazione:

$$L_i = u \cdot (c_{u1} - c_{u2})$$

$$L_i = 2883\ J/kg$$

Il rendimento idraulico della macchina, ovvero la sua efficienza di conversione del carico utile in lavoro è:

$$\eta_y = \frac{L_i}{gH_u} = 0.876$$

E la potenza interna risulta di conseguenza:

$$P_i = \eta_y \rho g Q H_u = 2.935\ KW$$

Infine, considerando un rendimento meccanico (perdite per attrito sui cuscinetti, perdite per effetto ventilante sulle pale) pari a 0.9, si ottiene la potenza utile:

$$P_i = 2.65\ KW$$

Bisogna sottolineare la necessità di adoperare pale particolarmente protette dalla corrosione, quindi dovranno essere in acciaio inox duplex con trattamento superficiale per evitare la corrosione interstiziale, evitando inoltre la presenza di spigoli vivi. Tutto il corpo della turbina, dell'ugello e delle pale è realizzato nello stesso materiale per evitare la corrosione galvanica. [27]

Verrà valutata in seguito la convenienza dell'installazione di tale sistema di recupero.

4.5 Fabbisogno energetico dell'impianto

Le membrane per osmosi inversa richiedono pressioni di lavoro elevate, tipicamente, dai 10 bar in su. Per questo bisogna pressurizzare l'acqua salata in modo da assicurare il corretto funzionamento. Sperimentazioni effettuate sulle membrane per osmosi inversa sotto diverse condizioni operative di pressione e portata [11] sono riassunte nella figura 4.5.1: è evidente come la pressione sia fondamentale per ottenere un alto fattore di recovery.

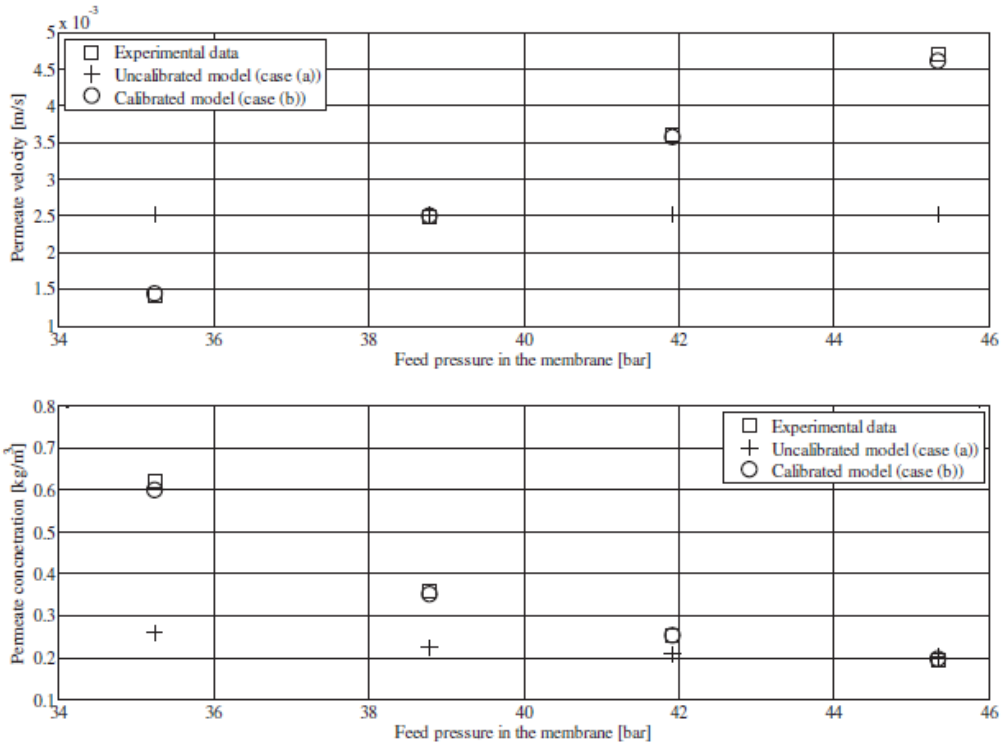


Fig. 4. Data points in two optimization cases compared with experimental data as a function of feed pressure in the membrane.

Figura 4.5.1: Variazione di concentrazione del permeato al variare del recovery [6]

Per impianti a osmosi inversa sono generalmente utilizzate pompe centrifughe disposte in serie in funzione della pressione di esercizio da raggiungere. In altri casi, se le portate non superano l'ordine di 10 m^3/h si possono utilizzare pompe volumetriche (a pistoni o a ingranaggi) che riducono gli ingombri. La stessa pompa sarà alimentata da un motore elettrico che ne imporrà la velocità e dunque la portata. Nel caso si intenda diminuire la pressione del feed in ingresso all'impianto, si interviene sulla relativa valvola regolatrice.

Negli impianti di dissalazione di acqua salata e salmastra è indispensabile adottare i dispositivi di pressurizzazione a contatto con la salamoia in acciaio INOX, data l'elevata corrosività della soluzione.

Data la pressione di output pari a 35 bar, risultata dal software una energia specifica pari a 1.87 kWh/m^3. Questo implica che per trattare 10 m^3 di acqua, il genset dovrà fornire 18.7 KWh alla pompa di pressurizzazione.

Per ottenere l'energia elettrica necessaria all'alimentazione delle pompe di estrazione dalla falda, di pressurizzazione e di circolazione nell'impianto, bisogna ricavare il consumo di ogni singola macchina operatrice.

Le macchine utilizzate sono individuate da cataloghi commerciali a seconda delle portate e prevalenze che devono soddisfare. In particolare, assumendo un rendimento delle macchine η_p pari a 0.8:

- per la pompa di estrazione:

H=7 m date dal dislivello geodetico e dalle perdite di carico della condotta, Q=10 m^3/h.

- Per la pompa di ricircolo:

H=2 m, dato dalle sole perdite di carico della condotta, Q=10 m^3/h;

Per entrambe si può scrivere il lavoro assorbito per unità di massa [J/kg] in funzione del carico H_u e poi moltiplicare per la portata che elaborano per ottenere la potenza assorbita [W]:

$$H_u = \frac{\Delta P}{\rho g} + \Delta z + \frac{\Delta E_c}{2g}$$

$$L_{ass} = \frac{g H_u}{\eta_p}$$

$$P_{ass} = \dot{m} \cdot L_{ass}$$

delle macchine operatrici comunemente in commercio, adatte allo scopo studiato, sono negli allegati I e II. Dalle caratteristiche si risale dunque ai consumi energetici delle macchine, che sono riassunti nella tabella 4.5.1:

Pompa	Portata [m³/h]	KWh/m³	Consumo [%]
Pompa di estrazione dalla falda	10	$4.5 \cdot 10^{-2}$	2.36
Pompa di circolazione	10	$2.725 \cdot 10^{-3}$	0.14
Pompa di pressurizzazione	10	1.87	97.5
KWh/ m³ totali		1.917	

Tabella 4.5.1: Consumi energetici dell'impianto BWRO. Rendimento assunto per le pompe 0.8

Si può quindi ora individuare il genset della taglia che soddisfa la richiesta energetica delle suddette macchine operatrici.

Il totale della potenza elettrica da fornire è di 19.17 KWh elettrici. Perciò occorre installare un generatore che abbia la disponibilità di erogare una potenza almeno pari a questo valore; considerando che i comuni genset in commercio adoperano un motore a combustione interna, il calore estratto dal circuito di raffreddamento, che è un calore di scarto, può essere adoperato come fonte di calore per un successivo processo termico.

Infatti, per i MCI il rendimento termico vale comunemente intorno al 40%, il restante calore che non è utilizzato dal motore viene dissipato nel circuito di raffreddamento e nell'ambiente.

Utilizzando dunque come progetto preliminare questa percentuale, utilizzando la minima potenza richiesta (19.17 *kWe*l) si otterrebbero:

$$0.6 * 19.17\ kWh = 11.6\ KWt$$

Che potrebbero essere riutilizzati come fonte di calore.

Per questa sede la scelta ricade su di un genset tipo il Wilson P26-3S (Figura 4.5.2 e 4.5.3): esso può soddisfare la richiesta di energia elettrica per movimentare e pressurizzare l'acqua nel sistema ad osmosi inversa, offrendo una potenza di 24 kW a 50 Hz.

Considerando che mediamente questo genset consuma 6.9 L/h a pieno carico si otterrebbero questi risultati di consumo energetico specifico e di costo per metro cubo di prodotto, con e senza l'installazione di un ERT:

	senza recuperatore ERT	con recuperatore ERT
consumo specifico [kWh/m³]	1.91	1.16
consumo gasolio [L/h]	5.49	3.33
costo per metro cubo [€/m³]	0.82	0.49

È perciò conveniente installare il recuperatore di pressione ERT dati i risparmi energetici che si ottengono tramite esso.

P26-3S

Output Ratings		
Voltage, Frequency	Prime	Standby
230V, 50Hz	24.0 kVA / 24.0 kW	26.0 kVA / 26.0 kW
240/120V, 60 Hz	27.0 kVA / 27.0 kW	30.0 kVA / 30.0 kW

Figura 4.5.2: Dati di targa potenza del genset

Image for illustration purposes only.

Ratings and Performance Data			
Engine Make & Model:		Perkins 1103A-33G1	
Alternator manufactured for FG Wilson by:		Leroy Somer	
Alternator Model:		LLB1514J	
Control Panel:		DCP-10	
Base Frame:		Heavy Duty Fabricated Steel	
Circuit Breaker Type:		3 Pole MCCB	
Frequency:		50 Hz	60 Hz
Engine Speed: rpm		1500	1800
Fuel Tank Capacity: litres (US gal)		71 (18.8)	
Fuel Consumption: l/hr (US gal/hr)			
(100% Load)	- Prime	6.9 (1.8)	8.1 (2.1)
	- Standby	7.5 (2.0)	9.0 (2.4)

Figura 4.5.3: Dati di targa potenza del genset

4.6 Smaltimento dell'acqua concentrata

Per l'acqua reflua concentrata da RO bisogna prevedere una gestione del suo smaltimento.
In Mozambico ci sono saline attualmente attive [13], non meccanizzate, che danno impiego a molte persone (Figura 4.6).
Per quanto riguarda le disposizioni di legge in merito alla gestione delle acque reflue da osmosi inversa, in Mozambico non vi è ancora una citazione in merito data la scarsità di impianti BWRO e SWRO.
Solo di recente il governo inizia a muoversi in questa materia, consentendo quindi attualmente di provvedere solo tramite la gestione con Paesi confinanti che hanno già organizzato strutture di smaltimento delle acque reflue da osmosi inversa. [14]

Figura 4.6: Fotografia di una salina in Mozambico - gentile concessione di A. Simoncini

5 Analisi economica

5.1 Costo di investimento

Il costo affrontato per l'installazione dei materiali dovrà tenere conto del costo di acquisto di ogni elemento e del relativo costo di installazione. I filtri per osmosi inversa hanno un costo unitario che varia per dimensione e tipo di materiale di cui è costituito. Periodicamente queste membrane andranno trattate con acido solforico e agenti chimici che prevengono i fenomeni di *scaling* e *fouling*. Per questo bisogna prevedere un serbatoio dedicato e una pompa di pescaggio di queste sostanze per adoperare il *chemical cleaning* a intervalli regolari. Gli agenti chimici percorrono lo stesso tratto che percorre l'acqua di feed a valle della pompa di pressurizzazione, poi vengono smaltiti in modo distinto dalle acque reflue concentrate. Le membrane saranno contenute in pressure vessels che riescano a sopportare la pressione esercitata dall'acqua di feed. La stessa pressione è prodotta da due pompe speciali a pistoni (per acqua salata), disposte in parallelo, in modo che riescano a smaltire la portata di 10 m^3/h richiesta. Infatti, le pompe di questo tipo generalmente riescono a smaltire una portata

massima limitata, perciò si ricorre alla disposizione in parallelo di più unità in modo da elaborare tutta la portata.

La pompa di estrazione dalla falda avrà dimensioni che dipendono dalla quota geodetica di pescaggio dell'acqua dalla falda (qui assunto profondo 7 m).

Per le pompe di ricircolo invece la taglia dipende essenzialmente dalla quantità di acqua da movimentare nelle condotte per convogliarla alle pompe di pressurizzazione, non dovendo vincere un dislivello geodetico come la pompa di estrazione.

Come pretrattamento dell'acqua di feed è prevista una microfiltrazione tramite filtri a cartuccia che rimuoveranno le particelle più grossolane estratte dalla falda. Nel caso di impianti di produzione dell'acqua potabile tramite RO questa sezione prevede comunemente un trattamento di separazione a membrana più spinto, l'ultrafiltrazione, di cui si ha necessità nel caso la richiesta sulla qualità sia molto alta (impianti di potabilizzazione).

I principali costi di investimento sono riassunti nella tabella 5.1.1 e nella figura 5.1.1: da esse si evince che la gran parte del costo totale di investimento è affrontata nell'acquisto dei filtri RO (39%), del generatore di corrente elettrica (25 %) e degli elementi per la pressurizzazione (11%). Il costo totale è stimato secondo un prezzo medio di acquisto di questi componenti, non è incluso il trasporto e il costo dello smaltimento del refluo concentrato.

	Modello (tipo)	q.tà			tot	
Filtri RO	sw30-4040	40	370,5	€/cad	14821,2	€
pompa di ricircolo			200		200	€
pompa pressurizzazione		2	400		800	€
Genset	WILSON P26-3S				9378	€
pressure vessel			115	€/cad	4600	€
filtro a cartuccia			25	€/cad	25	€
piping e fissaggio inox		12 m	5	€/kg	5058	€
ERT			450	€	450	€
serbatoio acido solforico +pompa acido solforico +serbatoio anti scalant					300	€
pompa estrazione			210		400	€
costo montaggio		168 h	20	€/m³ h	3360	€
				tot	**39400**	**€**

Tabella 5.1.1:Costi di investimento

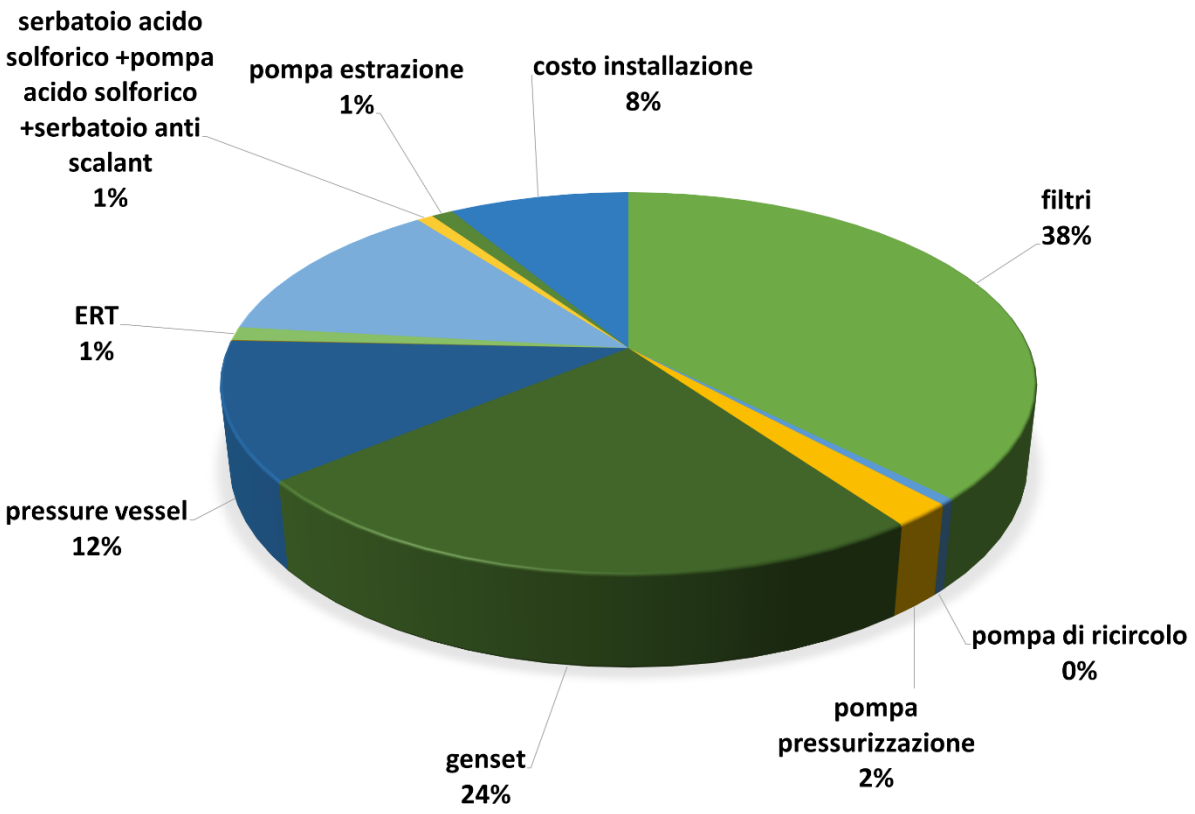


Figura 5.1.1: Costi d'investimento in percentuale

5.2 Costo in esercizio

I principali costi in esercizio, assumendo una vita utile dell'impianto pari a 20 anni, considerando un anno pari a 360 giorni, sono riassunti nella tabella 5.2.1 e nella figura 5.2.1.

Il ricambio dei filtri è previsto una volta ogni quattro anni, mentre per il filtro a cartuccia si prevede un ricambio più frequente, essendo il primo elemento filtrante dell'apparato.

Dai dati di targa del genset, il consumo orario di gasolio a pieno carico è pari a 6.9 L/h ed il suo costo è assunto pari a 1.45 euro a litro. Tramite il recuperatore ERT tale consumo è ridotto a 3.33 L/h e pertanto tale valore è usato nella stima del costo in esercizio.

Le sostanze chimiche utilizzate ammontano a 10 m^3 annui.

	Costo	unità	T	Cs·T		tot	
Filtri RO	370	€/pz	1 volta/ 4 anni	74106	€ (in 20 anni)	3705.3	€/ anno
manutenzione	0.065	€/m³ h	40 ore/anno	26	€	26	€/ anno
filtro a cartuccia	25	€/pz	4 volte/ anno	100	€	100	€/ anno
Consumo genset	1.5	€/L gasolio	2 h/giorno x 3.33 L/h (con recupero della P)	€/kg	2000 L/anno	3000	€/ anno
Sostanze chimiche	600	€/m³	0.1 m³/anno	60	€/anno	60	€/ anno
					tot	**6890**	**€/anno**

Tabella 5.2.1: Costi in esercizio (durata dell'impianto di 20 anni)

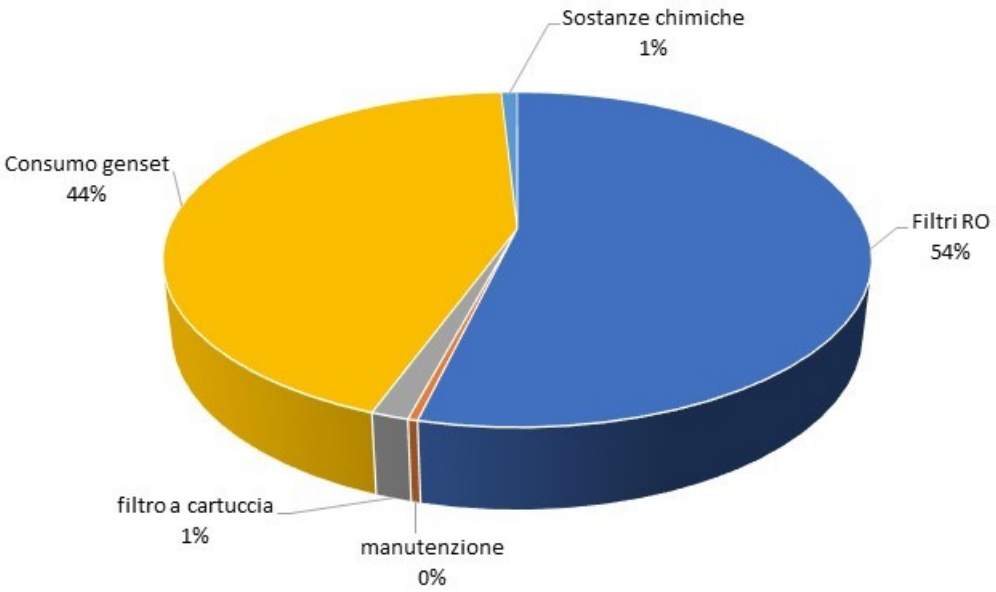


Figura 5.2.1: Costi d'esercizio in percentuale

Dati i costi dei beni strumentali e del costo in esercizio annuo, può essere stimato un VAN (valore attuale netto), ipotizzando un ricavo mensile generato dall'utilizzo dell'impianto pari a 1080 euro/ mese, che corrispondono a 12960 euro/ anno. L'ipotesi è sulla base di una buona resa agricola, che abbia possibilità di accedere al mercato locale senza costi aggiuntivi e tenendo conto del costo totale operativo sopra esposto pari a 6890 euro/anno e dell'esborso iniziale *Ko* in tabella 5.1.1, pari a 34900 euro. Il tasso di attualizzazione *i* è pari a 0.1, la durata tecnologica dell'impianto *n* è assunta di 20 anni e valore residuo nullo:

$$VAN = K_0 + \sum_{t=1}^{n} (\frac{1}{1+i})^t \cdot F_{ct}$$

Il flusso di cassa attualizzato, sottratto dell'esborso iniziale, restituisce un VAN pari a 12617 euro ed essendo perciò maggiore di zero, se il ricavo è pari a quanto ipotizzato, l'investimento nell'impianto conviene economicamente.

6 IMPIANTO BWRO CON EVAPORATORE

6.1 Dimensionamento della macchina termica

Gli evaporatori riescono a produrre acqua distillata con un processo di evaporazione e condensazione. Questi sono comunemente installati ad esempio sulle navi e trattano acqua dal mare per produrre acqua ad uso sanitario; l'acqua è prodotta quindi in questi casi solo tramite una fonte termica.

Con l'intenzione di aumentare la concentrazione della salamoia bisogna adottare un sistema di concentrazione. Il liquido prodotto deve essere il più possibile vicino alla saturazione cosicché si abbia il doppio beneficio di ridurre lo stoccaggio della brine prodotta da RO e si ricavare acqua dolce. Si può osservare la Figura 6.1.1: oltre la concentrazione dell'8% in peso solo i sistemi termici si rivelano convenienti.

Per questo, al fine di ricavare dall'acqua concentrata in uscita dall'osmosi inversa un'ulteriore quantità di acqua dolce, è installata una macchina termica il cui effetto utile è quello di far evaporare la soluzione concentrata a valle dalla sezione RO. Essa sarà alimentata dal circuito di raffreddamento del motore che si trova a 90 °C, in modo da utilizzare un calore di recupero e quindi ottenere il minimo impatto sui consumi energetici.

Per realizzarlo è necessario dimensionare 2 scambiatori di calore:

- Scambiatore per l'evaporazione
- Scambiatore del condensatore
- Scambiatore per il preriscaldo

Lo scambiatore per l'evaporazione è costituito da un tubo contenente acqua e glicole etilenico, che costituisce il fluido di raffreddamento del motore, ed entra nella sezione dell'evaporatore a 90 °C. La differenza di temperatura tra il fluido che cede calore e il fluido concentrato da far evaporare deve essere tale da evitare il fenomeno del *blanketing* (fenomeno per cui si ha una drastica riduzione del coefficiente di scambio termico per formazione di uno strato di acqua condensata sulle superfici che scambiano calore, a seguito di una drastica riduzione (>35 °C) della temperatura da un volume all'altro). È imposta una pressione di 0.25 bar in questo volume e nel volume di condensazione adiacente per sfruttare il conseguente abbassamento di temperatura di saturazione e quindi ottenere l'evaporazione a temperature minori. Infatti, a 0.25 bar occorrerà portare il fluido a 65 gradi per permettere la sua evaporazione.

Lo scambiatore per la condensazione è costituito da una sezione di tubo alettato in cui scorre il fluido refluo concentrato da RO che si trova a 25°, che consente perciò di sottrarre calore al vapore prodotto dall'evaporatore e farlo condensare.

Il calore assorbito dalla salamoia nella sezione di condensazione non sarà sufficiente a portare la massa salata alla temperatura di saturazione pari a 65°C. perciò occorrerà inserire un ulteriore scambiatore, chiamato di preriscaldo. Esso consente di portare la salamoia a tale temperatura tramite il calore ceduto da una piccola portata di fumi spillata allo scarico del motore a combustione interna.

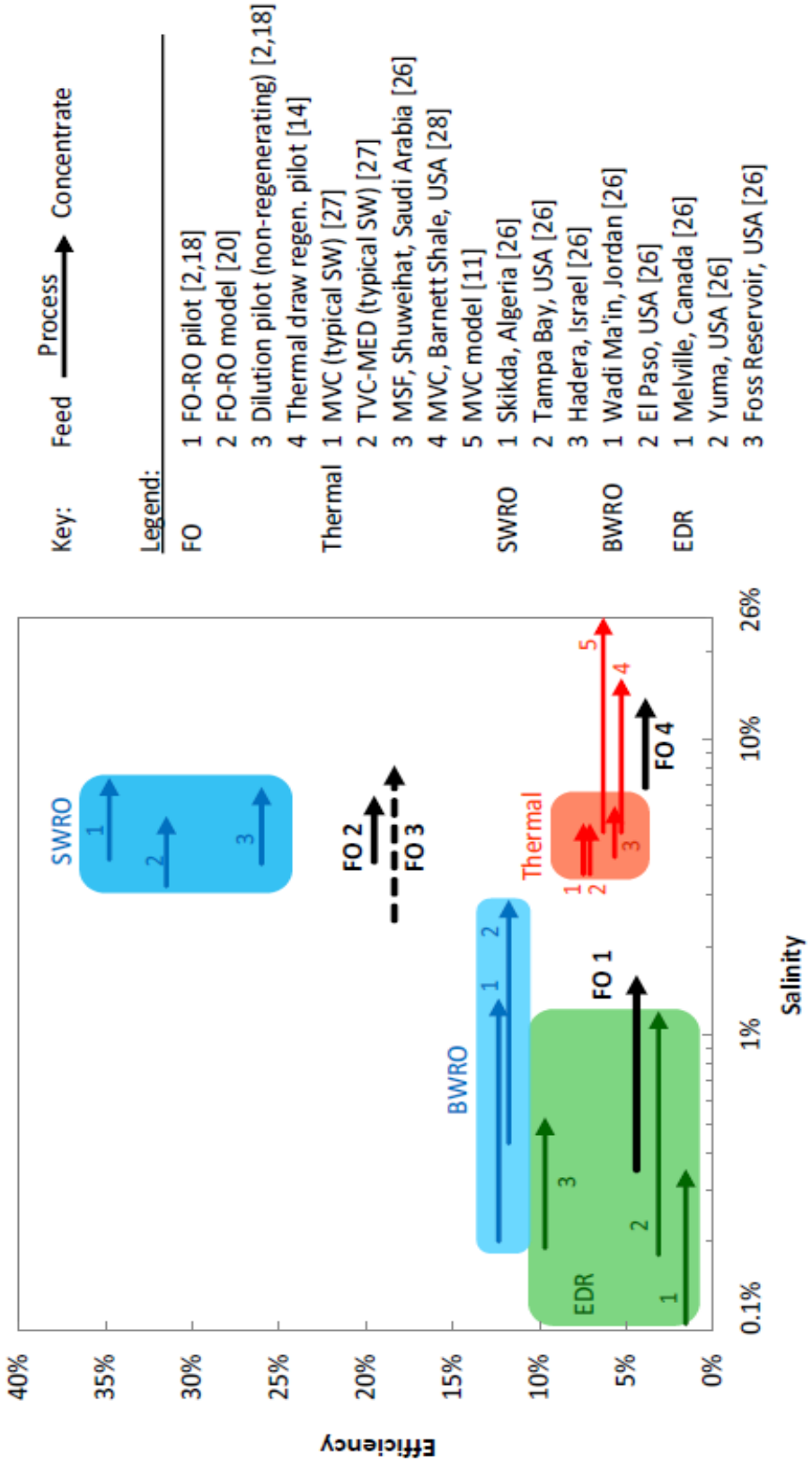


Figura 6.1.1: Diagramma efficienza/salinità dei processi di dissalazione. I processi sono rappresentati con frecce che partono dalla salinità del feed e terminano nella salinità del concentrato espressa in percentuale in peso. I numeri delle citazioni in figura sono riferiti ai presenti nel [18]

6.1.1 Bilancio di massa e bilancio termico

Per la soluzione di acqua e sale bisogna conoscere l'entalpia dell'acqua alle date condizioni di pressione e temperatura nella fase in cui si trova.

Le soluzioni considerate sono a concentrazione variabile di sale e subiscono in maniera più o meno importante il fenomeno dell'innalzamento ebullioscopico, che può essere valutato tramite il diagramma di Dühring, in Figura 6.1.2. Le soluzioni non presentano i valori di entalpia dell'acqua letti per il liquido saturo alla pressione considerata, ma avranno un valore di entalpia differente in ragione della quantità di sale. Per questo *hs*, entalpia della soluzione, ha un valore più basso della entalpia dell'acqua in condizioni di saturazione alla pressione di esercizio. Tale pressione è imposta a 0.25 bar in modo da permettere l'evaporazione della salamoia a temperatura minore rispetto alla temperatura a cui evaporerebbe a pressione atmosferica consentendo in definitiva di lavorare a temperature minori.

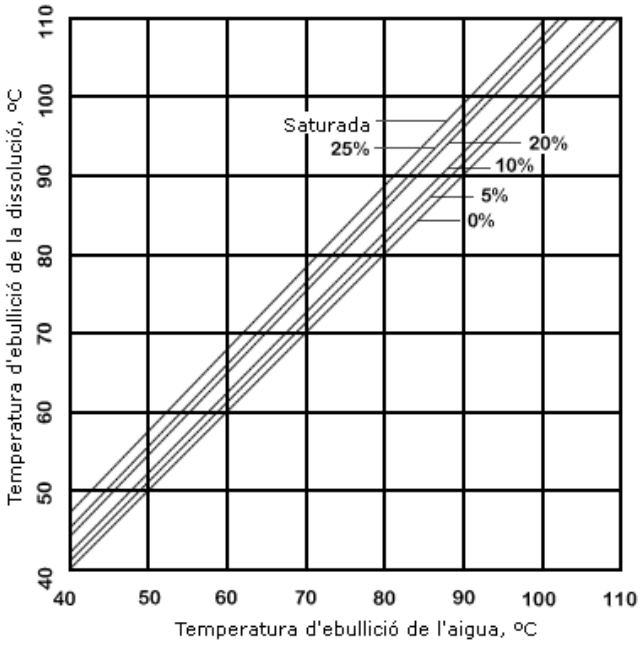


Figura 6.1.2: Diagramma di Dhuring per il cloruro di sodio nell'acqua [25]

T °C	v m^3/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg·K
10	0.000974	40.0	40.1	0.144
15	0.000975	59.8	59.9	0.214
20	0.000976	79.7	79.8	0.282
25	0.000977	99.7	99.8	0.350
30	0.000978	119.6	119.7	0.416
35	0.000980	139.6	139.7	0.482
40	0.000982	159.6	159.7	0.546

Figura 6.1.3: Valori di entalpia a 35 g/L in funzione della temperatura a Patm [18]

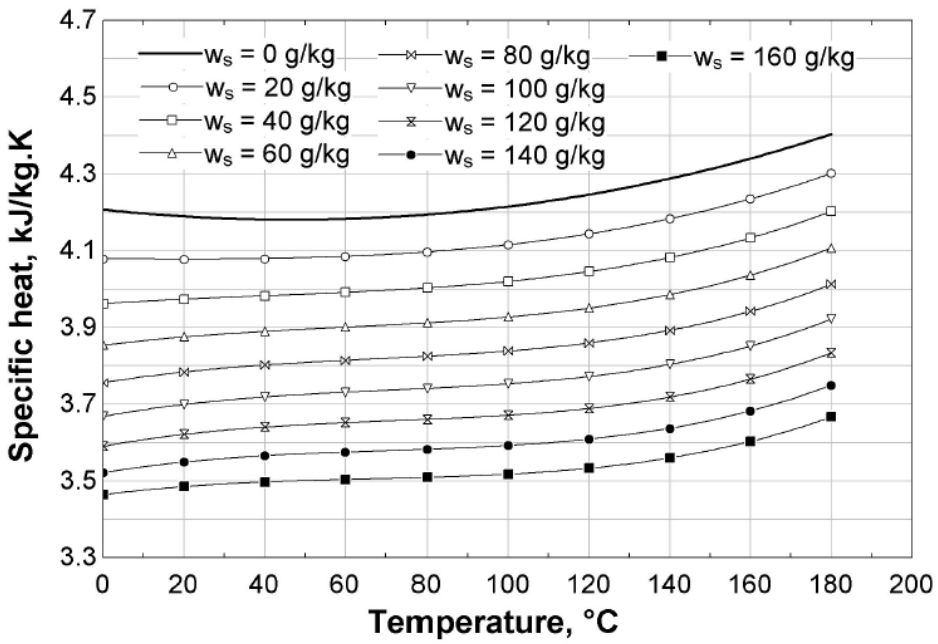


Figura 6.1.4: Calore specifico dell'acqua in funzione delle concentrazioni di NaCl disciolto [18]

Come prima analisi si può calcolare il calore necessario per concentrare la soluzione fino a 320 g/L, limite di solubilità del sale nell'acqua. A queste condizioni corrispondono le entalpie ricavate dalle figure 6.1.2 e 6.1.3. Al valore di entalpia del vapore saturo (h *v sat* 0,25 bar: 2618 kJ/kg) si aggiunge il contributo di surriscaldamento dato dalla quantità di calore assorbita dal vapore durante l'evaporazione della salamoia. Infatti, la soluzione concentrata presenta un innalzamento ebullioscopico rispetto all'acqua pura e in base ad esso si trova una temperatura diversa di ebollizione. L'innalzamento ebullioscopico che presenta la soluzione è deducibile dal diagramma di Dhuring in figura 6.1.2: tramite esso si ricava la temperatura di ebollizione dell'acqua a 35 g/L e si constata la variazione di temperatura che si ha nell'evaporazione della soluzione rispetto a quella dell'acqua. A tale valore di variazione di temperatura corrisponde una variazione di entalpia che si nomina Δ*h*surr, valutata moltiplicando il calore specifico a pressione costante della soluzione alla concentrazione di 35 g/L in figura 6.1.4 e la variazione di temperatura di ebollizione della soluzione rispetto a quella dell'acqua. Nel caso studiato si ha l'evaporazione a 0.25 bar. La temperatura di saturazione per l'acqua a questa pressione è pari a 65 °C, mentre dal diagramma di Dhuring si ricava che la soluzione satura di sale e acqua a 3.44% wt è pari a 74 °C e il calore specifico della salamoia è pari a 3500 J/kg K (figura 6.1.4). Dunque, la variazione di entalpia del vapore Δ*h*surr è pari a 31.5 kJ/Kg K ed il valore *hv* è quindi in definitiva:

$$hv = 2618 + 31.5 = 2622\ kJ/kg$$

h f	h *35 g/L*	268.7	kJ/kg
h v	h *v sat 0,25 bar*	2622	kJ/kg
h s	h *320 g/L*	232	kJ/kg

La soluzione, che inizialmente ha concentrazione 35 g/L pesa:

$$P_1 = \rho_1 V_2 + \rho_2 V_2 \quad [\text{kg}]$$

Con:

ρ_1 densità del sale 2.16 [g/cm^3],

V_1 volume del sale nella soluzione [cm^3];

ρ_2 densità dell'acqua, 1 [g/cm^3];

V_2 volume dell'acqua nella soluzione [cm^3];

Allora il volume di sale contenuto in 1 dm^3 di soluzione è: $V_{NaCl} = 35/2.16 = 16.2$ [cm^3];

E quello dell'acqua: $V_{H20} = 100 - 16.2 = 983.8$ [cm^3];

P_1 allora è pari a 1018 g.

Questo permette di calcolare la percentuale in peso della soluzione a 35 g/L che corrisponde a:

$$\%\text{wt}_{\text{soluzione a 35 g/L}} = \frac{35}{1018} \cdot 100 = 3.44\ \%\ wt.$$

Si trova per una soluzione concentrata a saturazione, ovvero con concentrazione finale a 320 g/L:

$V_{NaCl} = 148.15$ [cm^3];

$V_{H_20} = 851.8$ [cm^3];

$P_2 = 1171.8$ g

$$\%\text{wt}_{\text{soluzione a 320 g/L}} = \frac{320}{1171.8} \cdot 100 = 27.3\ \%\ wt.$$

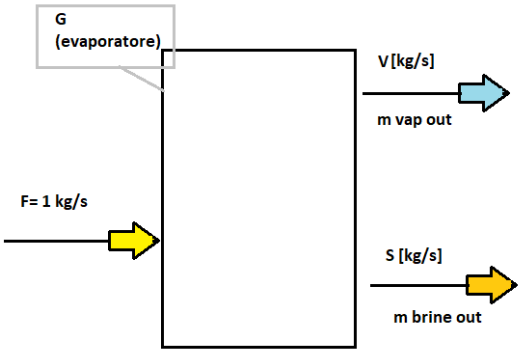


Figura 6.1.4: Conservazione della massa nel volume di controllo G

Per la conservazione della massa, riferendosi al volume di controllo *G* in figura 6.1.4, si ha

$$F = V + S$$

Dove:

F = portata di feed [kg/s];

V= portata di vapore in uscita, [kg/s],

S=portata di concentrato in uscita [kg/s];

per la massa liquida che si concentra si può scrivere $F \cdot wt_1 = S \cdot wt_2 + V \cdot wt_{vap}$

quindi $F \cdot wt_1 = S \cdot wt_2$ essendo wt_{vap}=0

Applicando il primo principio della termodinamica per i sistemi aperti in G (figura 5.1.4):

$$\Phi = \sum_{i=1}^{n} \dot{m} \cdot h$$

Con n numero di condotti.

In questo caso risulterebbe:

$$S = F \cdot \frac{wt_1}{wt_2} = 0.128 \frac{kg}{s}$$

$$V = F - S = 0.889\ kg/s$$

$$\Phi = F \cdot hf - V \cdot hv - S \cdot hs = 2116.3\ kW$$

Il fluido refrigerante del motore rende disponibili solo 16 kW, ovvero lo 0.75 % della potenza termica Φ necessaria per concentrare fino a saturazione. Questo sottintende automaticamente che la macchina termica che si intende realizzare non fungerà da "concentratore" ma solo come ulteriore unità di produzione di acqua dolce. Per questo si può ragionevolmente ipotizzare che l'entalpia del liquido in uscita dall'evaporatore abbia una variazione trascurabile rispetto a quella del liquido in ingresso, rendendo le entalpie considerate in ingresso e uscita da *G*:

h $_f$	h *35 g/l*	268.7	kJ/kg
h $_v$	h *v sat 0,25 bar*	2618	kJ/kg
h $_s$	h *~35 g/l*	~268.7	kJ/kg

Come in precedenza, anche in questo caso al valore di entalpia del vapore saturo si aggiunge il contributo di surriscaldamento dato dalla quantità di calore assorbita dal vapore durante l'evaporazione della salamoia. Dal diagramma di Dhuring in figura 6.1.2 si ricava che la soluzione di sale e acqua a 3.44% wt è pari a 66 °C e il calore specifico della salamoia è pari a 4018 J/kg K (figura 6.2.4). Dunque, la variazione del valore di entalpia del vapore saturo è pari a 4.018 KJ/Kg K ed il valore *hv* è quindi in definitiva:

$$hv = 2618 + 4.018 = 2622\ kJ/kg$$

quindi si può scrivere:

$$\Phi = F \cdot hf - V \cdot hv - S \cdot hs$$

Ricordando che $Fwt_1 = Swt_1$, ma essendo incognita wt_2 si ricava:

$$0.9\,\Phi = F \cdot [(hf - hv) \cdot (1 - \frac{wt_1}{wt_2})]$$

$$wt_2 = 3.46\ \%$$

$$S = F \cdot \frac{wt_1}{wt_2} = 1.012 \frac{kg}{s}$$

V risulta:

$V = 5.8 \cdot 10^{-3}$ [kg/s]

Sintetizzando, con la cessione di 16 kW alla portata concentrata da RO si ottiene:

	con evaporazione	no evaporazione (da RO)	
$\dot{m}$ in	1.018	1.018	kg/s
$\dot{m}_{brine}$ out	1.012	1.018	kg/s
$\dot{Q}_{brine}$ out	3.57	3.6	m^3/h
[NaCl] out	3.46	3.44	%wt
$\dot{m}$ prodotto	$5.8 \cdot 10^{-3}$	0	kg/s
$\dot{V}$ prodotto	21	0	L/h

Tramite questa prima analisi è evidente che la produttività del sistema è bassa: infatti dei 3500 L/h solo 21 L/h di acqua distillata possono essere prodotti; Nonostante questo si procede al dimensionamento degli scambiatori per la produzione della suddetta acqua distillata tramite il calore di recupero del genset, in quanto il risparmio economico sulla fonte di calore potrebbe giustificare l'investimento in un piccolo sistema termico piuttosto che in un secondo stadio di osmosi inversa che ne amplificherebbe molto i costi come esposto nel paragrafo 3.5.

6.2 Dimensionamento degli scambiatori

Gli scambiatori utilizzati sono costituiti da un tubo in acciaio alettato che permette lo scambio termico tra i fluidi con una superficie di scambio adeguata ad ogni potenza termica che deve essere scambiata. Il flusso tra i fluidi avviene in modo misto nell'evaporatore, in quanto il fluido refrigerante che scorre all'interno del tubo alettato è immerso nella soluzione di NaCl. Il tubo alettato in questa sezione entra nel volume dalla parte del genset e torna verso la macchina dopo aver effettuato lo scambio seguendo un percorso ad U, come mostrato in figura 6.2.5.

Il condensatore è invece in contatto con il vapore prodotto dall'evaporatore e presenta flusso misto anch'esso. Infine, i tubi coassiale dell'acqua salmastra proveniente da RO e dei fumi provenienti dal motore a combustione interna scambiano calore in controcorrente.

Le portate presentano basse velocità e si può dire che scambino tutte per convezione naturale.

Per il dimensionamento degli scambiatori è di seguito riportato il procedimento di calcolo dei tubi alettati con il metodo della LMDT.

Conoscendo il flusso termico Φ che deve scambiare, si può ricavare il necessario coefficiente globale di scambio termico e di conseguenza l'area che soddisfa lo scambio.

$$\Phi = U \cdot A \cdot F \cdot \Delta T_{ml}$$

ΔT_{ml} è la temperatura media logaritmica definita come

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2})}$$

$T_{c,i}$, $T_{c,u}$: temperature di ingresso e uscita del fluido che cede calore;

$T_{f,i}$, $T_{f,u}$: temperature di ingresso e uscita del fluido che riceve calore;

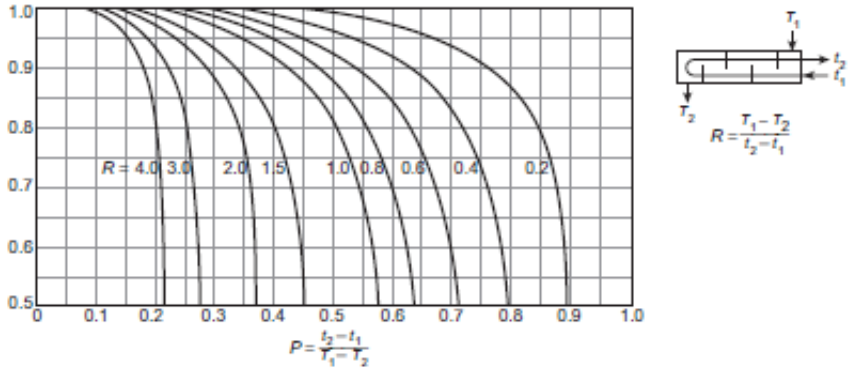


figura 6.2.1 fattore di efficienza F, funzione di P e R [24]

F è il fattore correttivo introdotto per i flussi misti (figura 6.2.1):

$$R = \frac{Tci - Tcu}{Tfu - Tfi}$$

$$P = \frac{Tfu - Tfi}{Tci - Tfi}$$

Perciò si ricava $U \cdot A$, coefficiente di scambio termico per unità di superficie [W/K] che è dimensionalmente l'inverso di una resistenza termica equivalente:

$$U \cdot A = \frac{\Phi}{F \cdot \Delta T_{ml}}$$

Per uno scambiatore controcorrente:

$$\Delta T_1 = T_{c,i} - T_{f,u}$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,i}$$

Questi dispositivi di scambio termico, tubi di raggio esterno r_e, presentano la superficie esterna alettata che è dimensionate secondo la somma del contributo della superficie non alettata, $A_{e,non\ alet.}$ e di quella alettata $A_{e,alet.}$, risultanti in una area di scambio efficace $A_{e,eff.}$

L'altezza della aletta, lo spessore e il passo P_{alette} che ne definiscono la frequenza f_{alette} [alette/m] devono essere iterativamente ipotizzati in modo da ottimizzare il rendimento dell'alettatura.

$$A_{e,non\ alet.} = 2\pi r_e (P_{alette} - t) f_{alette} \cdot L$$

$$A_{e,alet.} = [2\pi(r_{alette}^2 - r_e^2 t) + 2\pi r_{alette} \cdot t] f_{alette} \cdot L$$

Il rendimento dell'alettatura η_{aletta} è definito calcolando i coefficienti chiamati a e b:

$$a = \frac{r_e}{r_{alette}} \qquad b = r_{alette} \cdot \sqrt{\frac{2\alpha_e}{\lambda_{alette} \cdot t}} \qquad \Psi = (1-a)(1 - 0.35 \log a)$$

$$\eta_{aletta} = \frac{\tanh(b\Psi)}{b\Psi}$$

Dove

t è la frequenza dell'alettatura [alette/m],

α_e il coefficiente di scambio termico liminare del fluido a contatto con l'alettatura [W/m²K],

r_{alette} è il raggio esterno del tubo alettato [m],

λ_{alette} è la conducibilità termica del materiale costituente le alette [W/mK].

Quindi si può calcolare l'area di scambio efficace come somma dei contributi delle parti calcolate:

$$A_{e,eff.} = A_{e,non\ alet.} + \eta_{aletta} \cdot A_{e,alet.}$$

la resistenza termica totale corrispondente ad un tratto di questo tubo (Figura 6.2.2), in acciaio inox, λ=17 W/mK per ogni scambiatore, è:

$$R_t = R_i + R_{parete} + R_e = \frac{1}{U \cdot A}$$

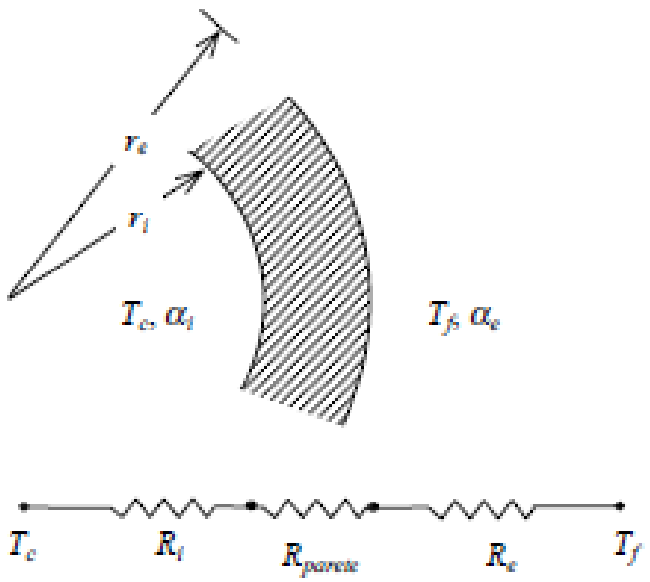


Figura 6.2.2: Resistenza termica equivalente per la geometria cilindrica

Con:

$R_i = \frac{1}{\alpha_i \cdot A_i}$ resistenza convettiva interna del tubo

$R_{parete} = \frac{s}{(\lambda \cdot \bar{A})} = \frac{\log(\frac{r_e}{r_i})}{2\pi kL}$ resistenza conduttiva della parete cilindrica

$R_e = \frac{1}{\alpha_e \cdot A_{eff}}$ resistenza convettiva esterna

Uguagliando l'inverso della resistenza termica calcolata con l'analogia della resistenza elettrica, si ricava il corrispondente coefficiente di scambio termico globale. Ponendo in equazione il valore ottenuto a quello obiettivo si può ricavare l'area A necessaria allo scambio termico.

Per determinare i coefficienti di scambio termico liminare α_i ed α_e [W/m^2 K] bisogna ricavare i numeri adimensionali che esprimono il regime di flusso delle portate considerate.

Essi sono:

il numero di Reynolds:

$$R_e = \frac{D_h \cdot c \cdot \rho}{\mu}$$

dove:

$$D_h = \frac{4\pi \cdot (\frac{D_e^2}{4} - \frac{d_i^2}{4})}{\pi(D_e + d_i)}$$

è il diametro idraulico [m], c è la velocità del fluido [m/s], ρ la densità del fluido [kg/m^3] e μ la viscosità dinamica del fluido [kg/m·s].

Il numero di Prandtl: $P_r = \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda}$

dove c_p è il calore specifico a pressione costante del fluido [J/kg K], λ la sua conducibilità termica [W/m K]

Il numero di Grashof: $G_r = \frac{g\beta(T_s - T_\infty) \cdot D^3}{\nu^2}$

Dove g è l'accelerazione di gravità [m/s^2], β il coefficiente di espansione termica [1/K], T_s la temperatura della parete e T_∞ la temperatura della massa, D il diametro [m] e ν la viscosità cinematica del fluido [m^2/s]

Il numero di Richardson, che discrimina la convezione naturale da quella forzata secondo:

$$R_i = \frac{G_r}{R_e^2}$$

E risulta $G_r < 0.1$ per convezione forzata prevalente e $G_r > 10$ per convezione naturale prevalente.

Per $10^4 < Re < 10^6$

$$N_u = \frac{\left(\frac{f}{2}\right) R_e P_r}{1.07 + 9\left(\frac{f}{2}\right)^{\frac{1}{2}} (P_r^{\frac{2}{3}} - 1)}$$

Con $f = (1.58 \ln R_e - 3.28)^{-2}$

Così viene ricavato il coefficiente liminare α tramite:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_{eq}}$$

con $D_{eq} = \frac{D_e^2 - d_i^2}{d_i}$.

I risultati per gli scambiatori sono di seguito riportati e descritti nei paragrafi successivi.

evaporatore, alettato			
spessore tubo	s	0,003	m
passo	P	0,01	m
spessore aletta	t	0,005	m
frequenza	f	100	alette/m
altezza	h	0,005	m
raggio esterno alettatura	r_{alette}	0,0292	m
raggio esterno tubo	r_e	0,0243	m
η aletta		0.953	
L scambiatore	0.56		m

condensatore, non alettato			
spessore tubo	s	0,003	m
diametro esterno	De	0,056	m
diametro interno	Di	0,0504	m
L scambiatore	0.57		m

preriscaldo, non alettato			
spessore tubo fumo	s	0,003	m
diametro esterno fumi	De	0,0309	m
diametro interno fumi	Di	0,0249	m
diametro esterno acqua	De	0,056	m
diametro interno acqua	Di	0,0504	m
L scambiatore	1.1		m

6.2.1 Dimensionamento dell'evaporatore

La portata di glicole etilenico 50% acqua 50 % è il fluido che cede calore all' acqua salata che inizialmente ha concentrazione in NaCl di 35 g/L.

Dai dati di targa del genset dimensionato per soddisfare la richiesta di potenza elettrica, è noto che il circuito di raffreddamento del motore è costituito da una portata di acqua 50% e glicole etilenico 50%, che assorbe una quantità di calore disperso dal motore pari a 16 kW.

Una volta riscaldato, il fluido di raffreddamento del motore è utilizzato nell'evaporatore per distillare la soluzione concentrata in uscita dalla sezione RO. In questo si realizza una pressione pari a 0.25 bar, che permette l'evaporazione dell'acqua alla temperatura di 65 °C;

Il fluido di raffreddamento del motore entra nell'evaporatore a 90 °C. Questa differenza di temperatura, pari a 25 °C, permette di evitare il fenomeno del *blanketing*, fenomeno per cui si ha una drastica riduzione del coefficiente di scambio termico per formazione di uno strato di acqua condensata sulle superfici che scambiano calore, a seguito di una drastica riduzione (>35 °C) della temperatura da un volume all'altro.

Per un motore diesel il rapporto tra portata di fluido $\dot{m}$ in kg/s e potenza espressa in kW è nel range di 0.025-0.035. [15]

Dalle specifiche riportate nel motore del genset la variazione di temperatura del fluido refrigerante nel suo passaggio sul motore è pari a 8°C; conoscendo anche la potenza termica assorbita dallo stesso fluido, pari a 16 KW, il c_p della miscela 50% glicole etilenico e 50% acqua (3287 J/kgK), si ricava:

$$\dot{m}_{refrigerante} = \frac{\dot{Q}_{motore}}{c_{p_{ref}} \cdot \Delta T_{motore}}$$

E risulta pari a 0.61 kg/s. Dividendo la portata ottenuta per la potenza nominale di 24 kW si ottiene 0.253 che ricade nel range imposto. Conoscendo la portata in massa e sapendo che la velocità del fluido refrigerante cade intorno al valore di 0.4 m/s il diametro interno *Di* del tubo risulta 0.0504 m. La schematizzazione della potenza termica ricevuta e sottratta dal fluido refrigerante tra i diversi elementi nel suo percorso tra genset e scambiatore è riportata nella Figura 6.2.3;

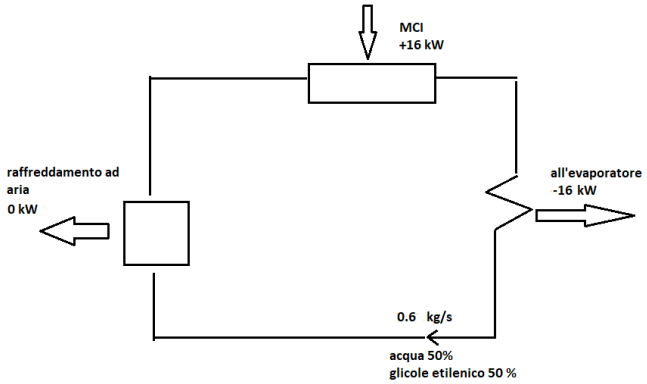


Figura 6.2.3 Circuito del fluido refrigerante motore a combustione interna

Imponendo che il fluido refrigerante ceda il calore assorbito nel suo passaggio sul MCI, il sistema di raffreddamento ad aria sottrarrà ad esso 0 kW.

Il volume in cui avviene l'evaporazione sarà depressurizzato fino a 0.25 bar tramite una pompa per il vuoto per consentire all'acqua di evaporare a 65 °C. L'acqua presente nel volume in cui avviene l'evaporazione è imposta a una velocità di 0.02 m/s, considerando che essa riempie il volume mantenendosi in quiete. La parte di acqua che non evapora cambia la sua concentrazione. Contemporaneamente il vapore progressivamente prodotto assorbe una quota di energia termica che sarà chiamata di surriscaldamento. Questa ultima può essere calcolata tramite la costante ebullioscopica dell'acqua a 0.25 bar per la variazione di temperatura data dall'innalzamento ebullioscopico dell'acqua alla concentrazione finale pari al 3.46% wt, oppure leggendo sul diagramma di Dhüring per le soluzioni di acqua e cloruro di sodio la temperatura di ebollizione e ricavando la relativa variazione di entalpia. In tale esame si utilizza il diagramma di Dhüring e risultano quindi, per l'evaporatore che è immerso nel fluido da far evaporare:

evaporatore, alettato			
spessore tubo	s	0,003	m
passo	P	0,01	m
spessore aletta	t	0,005	m
frequenza	f	100	alette/m
altezza	h	0,005	m
raggio esterno alettatura	r_{alette}	0,0292	m
raggio esterno tubo	r_e	0,0243	m
η aletta		0.953	
L scambiatore	0.56		m

	acqua concentrata da RO	glicole etilenico 50 % acqua 50%
T_{in} [°C]	60	90
T_{out} [°C]	85	82
Re	287.4	23030
Dh [mm]	6	42.5
Pr	2.91	5.76
Nu	4.22	143
λ [W/mK]	0.64	0.468
μ [kg/m·s]	0.00091	0.00078
c [m/s]	0.02	0.4
c_p [J/kg K]	3900	3460
α [W/m²K]	210.6	1575

6.2.2 Dimensionamento del condensatore

Seguendo il procedimento descritto nel paragrafo precedente si può dimensionare lo scambiatore di calore per condensare il vapore svolto dalla precedente sezione;

quindi bisogna anzitutto calcolare il calore di condensazione per il vapore:

$$\Phi cond = \dot{m}_v \cdot \Delta h_{cond}$$

Con $\dot{m}_v$ portata di vapore, pari a $5.8 \cdot 10^{-3}$ kg/s.

Il calore latente è dato dalla variazione di entalpia tra liquido e vapore saturo alla pressione di 0.25 bar:

$$\Delta h_{latente} = h_v - h_l$$

Il vapore svolto avrà però un contenuto energetico superiore in quanto l'energia fornita per far evaporare V è superiore al calore latente alla stessa pressione: l'entalpia avrà anche un contributo di surriscaldamento, dovuto all'innalzamento ebullioscopico della massa che è concentrata. Quindi il calore totale da sottrarre nella condensazione sarà:

$$\Delta h_{cond} = \Delta h_{latente} + \Delta h_{surr}$$

A tale valore si può risalire anche tramite il diagramma di Dhüring (figura 6.1.2) per le soluzioni H_2O NaCl. Il calore specifico delle soluzioni di NaCl si ricavano da specifiche tabelle (Figura 6.2.4) [18]

Tramite la Figura 5.1.3 e dalle curve di saturazione dell'acqua alla pressione di 0.25 bar si ricavano:

$h_v = 2618\ kJ/kg$

$h_l = 272\ kJ/kg$

$\Delta h_{latente} = 2346\ kJ/kg$

$\Delta h_{surr} = 7.8\ kJ/kg$

$\Delta h_{cond} = \Delta h_{latente} + \Delta h_{surr} = 2353\ kJ/kg$

$\Phi cond = 13.65\ kW$ da sottrarre a $5.8 \cdot 10^{-3}$ kg/s di vapore per la sua condensazione.

La salamoia dunque aumenta la sua temperatura fino a Tout tramite lo scambiatore precedentemente dimensionato:

$$T_{out} = \frac{\Phi cond}{m_v c_p} + T_{in} = 28°C$$

Con procedimento analogo al precedente si ottiene:

	acqua concentrata da RO	vapore
T_{in} [°C]	25	65
T_{out} [°C]	28	61.5
Re	3370	10347
Dh [mm]	6	54
Pr	5.89	1.55
Nu	42	49
λ [W/mK]	0.6	0.6
μ [kg/m·s]	0.00091	0.00026
c [m/s]	0.2	0.05
c_p [J/kg K]	3950	4086
α [W/m²K]	1992	600.7

condensatore, non alettato			
spessore tubo	s	0,003	m
diametro esterno	De	0,056	m
diametro interno	Di	0,0504	m
L scambiatore	0.57		m

6.2.3 Scambiatore per il preriscaldo della salamoia

Per preriscaldare la brine è necessario lo scambio termico con una fonte di calore che sia in grado di portarla alla temperatura di saturazione a 0.25 bar, pressone a cui si svolge l'evaporazione. La temperatura finale della brine in uscita dovrà essere quindi 60 °C.

Lo scambio termico necessario per portare l'acqua a questa temperatura è pari a

$$\Phi = F \cdot c_p(60 - 28) = 127\ kW.$$

Per ottenere lo scambio termico con i fumi si può spillare una parte dei 6 m³/min dei fumi in uscita dal motore, valore ricavato dai dati di targa del motore a combustione interna, e farli fluire in uno scambiatore controcorrente con la salamoia. Questa parte di tubo dovrà essere adeguatamente isolata termicamente per evitare la dispersione del calore dal tubo esterno.

A tal fine è estratta una portata pari all'1.5 % del totale dei fumi, 5.4 m³/h, ovvero $6.98 \cdot 10^{-4}$ kg/s di fumi. Il prelievo dei fumi deve essere esiguo in modo da non dare eccessive perdite di pressione allo scarico del motore (massima perdita allo scarico= 8 kPa da catalogo).

	acqua concentrata da RO	fumi
T_{in} [°C]	28	450
T_{out} [°C]	60	200
Re	3370	101.7
Dh [mm]	6	6
Pr	5.91	0.686
Nu	30.98	3.5
λ [W/mK]	0.6	0.105
μ [kg/m·s]	0.00091	$5.6 \cdot 10^{-5}$
c [m/s]	0.5	3
c_p [J/kg K]	3900	1274
α [W/m²K]	10420	24.5

preriscaldo, non alettato			
spessore tubo fumo	s	0,003	m
diametro esterno fumi	De	0,0309	m
diametro interno fumi	Di	0,0249	m
diametro esterno acqua	De	0,056	m
diametro interno acqua	Di	0,0504	m
L scambiatore	1.1		m

Lo schema funzionale del sistema di evaporatore e condensatore in serie è riportato in figura 6.2.5.

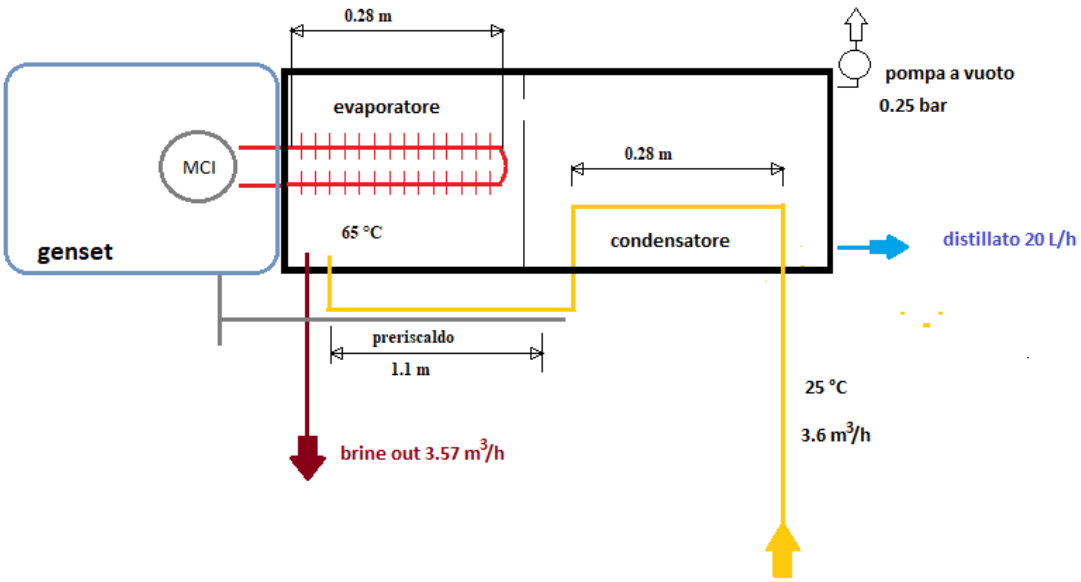


Figura 6.2.5: Schema funzionale dell'evaporatore

6.3 Confronto tra impianto BWRO e BWRO con evaporatore

L'impianto precedentemente modificato con l'installazione del sistema termico non ha grandi influenze sul costo in esercizio rispetto al caso in cui si presenta solo l'impianto BWRO. La spesa energetica da integrare è quella data da un'ulteriore pompa di circolazione e dalla pompa di depressurizzazione dell'evaporatore; essi assorbono quantità esigue di energia come riportato in tabella 6.3.1 e 6.3.2.

Pompa	Portata [m³/h]	KWh/m³
Pompa di circolazione	3.5	$0.953 \cdot 10^{-3}$
Pompa vuoto	3.502	$20 \cdot 10^{-3}$
KWh/ m³ totali		$20.95 \cdot 10^{-3}$

Tabella 6.3.1: potenza elettrica assorbita per il funzionamento dell'evaporatore

	solo RO	con evaporatore
consumo specifico [kWh/m³]	**1.16**	**1.181**
consumo gasolio [L/h]	**3.33**	**3.39**
costo per metro cubo [€/m³]	**0.49**	**0.5**

Tabella 6.3.2: Confronto tra consumo del sistema RO semplice e sistema RO con evaporatore

Per quanto riguarda il costo dello scambiatore, il materiale è comporto da tubi alettati in acciaio inox, dal costo indicato nella tabella 5.1.1 (euro/kg). Per gli scambiatori e per la carcassa ci sono 10 kg aggiuntivi di acciaio inox come costo capitale del materiale. Considerando anche il costo di produzione e la pompa per il vuoto, la spesa aggiuntiva di questa sezione è di circa 200 euro. Aggiungendo le condotte all'ingresso del condensatore e dell'evaporatore, che

avranno lunghezza totale pari a 1.5 metri, si aggiungono altri 58 kg di acciaio, per cui il costo totale è di circa 600 euro aggiuntivi.

Per gli altri dispositivi necessari viene stimato un costo medio riferito ai generali cataloghi in commercio.

Le differenze principali tra le due configurazioni, con e senza evaporatore, sono riassunte nella tabella 6.3.3, a parità di condizioni di funzionamento della sezione RO.

	Solo RO	**con evaporatore**
Capacità produttiva m^3/h	**6.5**	**6.502**
Energia specifica del sistema [kWh/m^3]	**1.16**	**1.18**
Costo specifico [euro/ m^3]	**0.49**	**0.5**
Costo di investimento [euro]	**38490**	**39000**

Tabella 6.3.3: confronto tra sistema RO semplice e sistema RO con evaporatore

Da essa si può confrontare la capacità produttiva, che cresce di 0.002 m^3/h con l'installazione del sistema di evaporazione. L'evaporazione è effettuata utilizzando un calore di scarto che seppur poco produttivo rispetto alla sezione RO, offre il vantaggio di recuperare energia altrimenti inutilizzata e di avere una soluzione compatta essendo a diretto contatto termico con il motore in utilizzo per il sistema RO. L'energia specifica che assorbe il sistema per ogni m^3 di acqua prodotta quindi aumenta solo in relazione alla quantità di energia che assorbe il sistema di movimentazione dei fluidi per l'ingresso della salamoia nell'evaporatore e per la produzione del vuoto pari a 0.25 bar che è realizzato tramite una pompa per il vuoto. Per questo incremento dei costi di movimentazione e depressurizzazione il costo energetico risparmiato nella fonte termica non copre la richiesta di energia elettrica e per questo il costo unitario per metro cubo di prodotto aumenta da 0.49 a 0.5 m^3/h. Bisogna però notare che si ha un salto di qualità nella produzione tramite una fonte termica: i 20 L/h prodotti dalla sezione di recupero termico sono un prodotto a TDS pari a 0 e quindi ad alta purezza, qualità che non si realizza nella sezione RO. Questo può quindi dar luogo a un doppio utilizzo del prodotto del sistema che può così asservire anche scopi igienici. Nel caso studiato in questa tesi la produzione di acqua distillata non è richiesta e l'aumento del costo per metro cubo di prodotto e la complicazione impiantistica, nel caso specifico, non danno motivo di installare la macchina

termica. In caso di impianti di taglie maggiori, la resa di permeato dalla sezione termica sarebbe più alta, in ragione dell'aumento di taglia del motore del gruppo elettrogeno.

7 Conclusioni

Per attenuare il problema di scarsità idrica nelle zone in cui c'è una severa aridità per un tempo prolungato, l'installazione di un impianto BWRO sembra essere una soluzione che risponde al fabbisogno irriguo nelle condizioni considerate, passando da un'acqua impraticabile per l'irrigazione (SAR= 23.17), ad una a basso rischio di contaminazione per il terreno (SAR= 2.94).

Tra le possibili soluzioni infatti, è quella che tra tutti i sistemi risponde meglio ad una qualità dell'acqua accettabile e convive con la produttività oraria.

La manodopera si rivela ininfluente nei costi in esercizio, tuttavia è necessaria una formazione degli utenti sugli intervalli di pulizia delle membrane, che richiede un funzionamento dedicato del sistema a intervalli regolari e avrà bisogno di smaltimento.

Nel caso con evaporatore, la produttività oraria cresce da 6.5 m3/h a 6.502 m^3/h di acqua dolce prelevando 10 m^3/h; i 20 L/h prodotti come acqua distillata possono essere inviati come integrazione all'irrigazione, oppure essendo un prodotto di distillazione può anche avere scopi igienici domestici. Il costo in esercizio non varia sensibilmente con l'utilizzo dell'evaporatore, bisogna però confrontare i costi di investimento tra le due soluzioni per scegliere quale sia la maggior necessità tra massimizzare il prodotto o minimizzare il costo dei materiali.

Concludendo, se si vuole massimizzare la produttività, il sistema che meglio risponde alla richiesta di irrigazione è un sistema RO, nel caso in cui lo smaltimento della salamoia da parte degli enti di competenza sia realizzabile. Al contrario, per arenare il volume di refluo concentrato in caso non siano previste disposizioni in merito dagli organi statali, bisogna ridurre al minimo possibile i volumi di concentrato della sezione RO. La tecnica dell'evaporazione si rivela efficiente dal punto di vista della produzione oraria, nel caso sia disponibile una fonte termica adeguata all'evaporazione da 35 g/L fino alla saturazione, 320 g/L che aumenterebbe così la quantità di acqua trattata da 6.5 a 9.22 m^3/h. Nel caso studiato in questa tesi il calore utilizzato non è sufficiente per concentrare a tal punto lo scarto da RO; L'impianto di dissalazione produce acqua concentrata a 35 g/L, che è il valore di salinità media dell'acqua di mare. Per questo si può anche ipotizzare il suo scarico in mare, nel caso di agevole accesso a zone costiere in cui sia possibile lo scarico, con la concessione da parte degli enti dedicati alla gestione delle acque reflue e accertandosi di non compromettere la fragile biologia marina del punto di scarico.

Si lascia a studi successivi la progettazione di un possibile concentratore termico MD che utilizzi i fumi di scarico prelevati dal genset, nei limiti che impone un motore termico, oppure si può ipotizzare un sistema dedicato di cogenerazione di potenza termica nei pressi delle zone ad alta manodopera, in cui il fabbisogno di energia elettrica sia altamente richiesto e in cui ci sia un agevole approvigionamento delle fonti energetiche.

BIBLIOGRAFIA

[1] http://www.fao.org/nr/water/aquastat/countries_regions/MOZ/MOZ-map_detailed.pdf

[2] Based upon [Palamakumbura, R. 2018. *A new palaeogeographic model for the post-glacial marine and estuarine sediments of the Firth of the Forth, Scotland*. *Nottingham, UK, British geological Survey*. (OR/18/016)], with the permission of the British Geological Survey

[3] http://earthwise.bgs.ac.uk/index.php/Hydrogeology_of_Mozambique

[4] http://www.fao.org/nr/water/aquastat/data

[5] M.S. Mohsen, O.R. Al-Jayyousi, *Brackish water desalination: an alternative for water supply enhancement in Jordan* / Desalination 124 (1999) 163-174

[6] R.W. Baker, *membrane technology and applications*, 2nd edition, wiley

[7] M. Sarai Ataba,b, A.J. Smallbonea,∗, A.P. Roskillya, *A hybrid reverse osmosis/adsorption desalination plant for irrigation and drinking water* / Desalination 444 (2018) 44–52

[8] S. Frioui, R. Oumeddour ,*investiment and production costs of desalination plants by a semi-empirical metod* / Desalination 223 (2008) 457–463

[9] H.W. Greig and J.W. Wearmouth, *An economic comparison of 2 × 1000 m3/day desalination plants*/ Desalination, 64 (1987) 17–50

[10] C. Santonoceto, *Corso di Laurea Scienze e Tecnologie Alimentari (L26) Corso integrato Agronomia e colture erbacee e arboree industriali Modulo Agronomia e colture erbacee industriali,* Università degli studi di Reggio Calabria –Dipartimento di Agraria

[11] E. Dimitriou et al., *Theoretical performance prediction of a reverse osmosis desalination membrane element under variable operating conditions* / Desalination 419 (2017) 70–78

[12] A. Perez-Gonzalez, A.M. Urtiaga, R. Ibáñez, I. Ortiz, *State of the art and review on the treatment technologies of water reverse osmosis concentrates/* water research 46 (2012) 267 e 283

[13] https://www.mmo.co.mz/producao-sal#ixzz5gMdx665o

[14] http://www.kulima.org/joomla3/index.php/pt/projectos-4

[15] Alessandro Piccone, *Progettazione meccanica di motori* - 2008/2009

[16] Renewable and Sustainable Energy Reviews 24 (2013) 343–356 *Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes*

[17] Enver Guler et al., *Effect of temperature on seawater desalination - water quality analyses for desalinated seawater for its use as drinking and irrigation water*, Environ Geochem Health (2010)

[18] J.H. Lienhard V, K.H. Mistry, M.H. Sharqawy, and G.P. Thiel, *Thermodynamics, Exergy, and Energy Efficiency in Desalination Systems* / Desalination Sustainability: A Technical, Socioeconomic, and Environmental Approach, Chpt. 4, H.A. Arafat, editor. Elsevier Publishing

[19] M. Schiavello, L.Palmisano, *Fondamenti di chimica*, 3ª edizione, edises

[20] A. Ruiz-García et al., *Fouling characterization of RO membranes after 11 years of operation in a brackish water desalination plant* / Desalination 430 (2018) 180–185

[21] Y.Khambhaty, J.Plumb, *Characterization of bacterial population associated with a brackish water desalination membrane*/ Desalination 269 (2011) 35–40

[22] T.Trana, B.Bolto et al., *An autopsy study of a fouled reverse osmosis membrane element used in a brackish water treatment plant* / water research 41 (2007) 3915 – 3923

[23] A. Ruiz-García, I. Nuez*, Long-term performance decline in a brackish water reverse osmosis desalination plant. Predictive model for the water permeability coefficient*/ Desalination 397 (2016) 101-107

[24] M.Nitsche, R.O.Gbadamosi *Chapter 1 - Heat Exchanger Design Guide,* Butterworth-Heinemann 2016, 1-19

[25] R. I. Earle, M.D. Earle, *unit operations in food processing,* 1983

[26] C. Vessaz et al. *Toward design optimization of a Pelton turbine runner,* Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2016

[27] W. Wilson et al, *The use of pelton wheel turbines for energy recovery in reverse osmosis systems,* /Desalination 65(1987) 231-240

[28] B. Peñate, L. García-Rodríguez, *Energy optimisation of existing SWRO (seawater reverse osmosis) plants with ERT (energy recovery turbines): Technical and thermoeconomic assessment.*/ Energy 36 (2011) 613 e 626

[29] C. Harris*, Energy recovery for membrane desalination/* Desalination 125 (1999) 173-180

[30] C.A. Quist-Jensen et al.*, Membrane technology for water production in agriculture: Desalination and wastewater reuse/* Desalination 364 (2015) 17-32

Ringraziamenti

Ringrazio innanzitutto i relatori di questa tesi, i professori Alberto Tiraferri e Pietro Asinari, per il loro costante, paziente e prezioso supporto in questi mesi.

Altrettanti ringraziamenti vanno ai ragazzi Matteo Alberghini e Mattia Giagnorio, che mi hanno genuinamente e prontamente aiutata nella stesura di questa tesi.

Ringrazio vivamente Andre Simoncini e la ONG Kulima per le loro testimonianze e fondamentali informazioni sul Mozambico.

La tesi rappresenta per me la coda di un lungo processo che è stato compiuto grazie alla presenza costante della mia famiglia. Il senso di gratitudine che nutro nei loro confronti non è esprimibile con le parole.

Ad ogni modo, ci proverò:

Grazie Mamma per i tuoi pacchi di sostentamento in ogni sua accezione; grazie Papà per il tuo entusiasmo verso quello che ho scelto di fare e per tutto l'aiuto che mi hai dato nel capire cos'è importante e cosa no in termini "da ingegnere". Grazie Fratellone per le tue dissertazioni stupide e sagge allo stesso tempo, che per me sono sempre stata fonte di serenità. Grazie Janice, per essere parte della nostra famiglia e grazie per averci dato questa gioia smisurata che si chiama Giuseppe.

Alice, Mariacarla, Micaela, Teddy, sir Fra e Laura sanno che hanno sempre rallegrato le mie giornate e che senza di loro non ce l'avrei fatta.

A tutte le compagnie incontrate in questi anni a Torino, a partire dall'hotel Paganelli, devo ringraziamenti per la collezione di bei ricordi che conserverò a lungo.

Grazie poi a tutte le persone incontrate negli anni di studio, che hanno messo un tassello nel mosaico che è la mia storia insegnandomi qualcosa.