

POLITECNICO DI MILANO

FACOLTÀ DI INGEGNERIA CIVILE, AMBIENTALE E TERRITORIALE

CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA PER L'AMBIENTE E IL TERRITORIO



Osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare: dimensionamento di un impianto da 200.000 A.E. e analisi di processo

Relatore: Professor Renato Vismara

Tesi di Giovanni Solini

Matricola 771351

ANNO ACCADEMICO 2012 - 2013

INDICE TESI

1. Introduzione.....	5
1.1. Contenuti del lavoro.....	6
1.2. Alternative per la dissalazione di acqua di mare.....	7
1.2.1. Metodi termici.....	8
1.2.2. Metodi a membrana.....	11
1.2.3. Confronto tecnico tra le alternative di dissalazione.....	12
1.3. Il mercato della dissalazione nel mondo.....	13
1.4. Costi e consumi energetici: confronto tra le alternative di dissalazione.....	15
1.5. Esempio di schema impiantistico e rendering relativi ad un grande impianti di dissalazione a osmosi inversa.....	17
2. Teoria del processo a osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare.....	21
2.1. Osmosi e osmosi inversa.....	22
2.1.1. Principio teorico.....	22
Relazione tra pressione osmotica e recovery.....	24
2.2. Caratteristiche delle membrane per applicazioni RO.....	26
2.2.1. Materiale costituente le membrane.....	26
2.2.1.1. Membrane in acetato di cellulosa (CA).....	26
2.2.1.2. Membrane in poliammide (PA).....	28
2.2.2. Configurazione dei moduli di membrana.....	29
2.3. Modellistica del processo di osmosi inversa.....	32
2.3.1. Formule di interesse.....	32
2.3.2. I gradienti lungo l'elemento di membrana.....	35
2.3.3. Le variabili di processo lungo il Pressure Vessel.....	39
2.4. Fenomeno della polarizzazione e implicazioni.....	42
2.5. Scaling e fouling.....	45
2.5.1. Sporciamento delle membrane.....	45
2.5.2. Scaling.....	45
2.5.3. Fouling.....	48
2.5.3.1. Particulate Fouling.....	48
2.5.3.2. Biofouling.....	49
2.6. Analisi delle principali variabili di processo.....	50
2.6.1. Pressione idraulica.....	50
2.6.2. Salinità dell'acqua alimentata al processo.....	51
2.6.3. Recovery.....	51
2.6.4. Temperatura.....	52
2.6.5. Velocità dell'acqua nel canale di alimentazione.....	54
2.6.6. Average flux rate.....	55
3. Impianti a osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare.....	56
3.1. Intake.....	57
3.2. Pre-trattamenti.....	61
3.2.1. Perché effettuare i pre-trattamenti.....	61
3.2.2. Soluzioni di pre-trattamento possibili.....	62
3.2.2.1. Unità di pre-trattamento.....	62

3.2.2.2.	Schema di pre-trattamento convenzionale.....	66
3.2.2.3.	Schema di pre-trattamento con membrane.....	67
3.2.2.4.	Confronto tra pre-trattamento convenzionale e a membrana.....	68
3.3.	Schemi RO per diverse applicazioni.....	70
3.3.1.	Configurazioni impiantistiche possibili.....	70
3.3.2.	Il problema dello sbilanciamento della produzione di permeato all'interno del Pressure Vessel e le soluzioni possibili.....	73
3.4.	Lavaggio delle membrane.....	75
3.5.	Il problema del boro e le possibili soluzioni.....	77
3.5.1.	Il problema del boro.....	77
3.5.2.	Chimica del boro.....	79
3.5.3.	Rimozione del boro attraverso membrane RO.....	82
3.5.4.	Possibili soluzioni impiantistiche per la rimozione del boro.....	88
3.5.4.1.	Schema a singolo passo RO operante a pH elevato.....	88
3.5.4.2.	Schema a doppio passo RO.....	99
3.5.4.3.	Singolo passo RO seguito da scambio ionico.....	95
3.5.4.4.	Sistema multi-pass.....	97
3.6.	Post-trattamenti.....	101
3.6.1.	Metodi di ricarbonatazione.....	102
3.6.1.1.	Ricarbonatazione con calce e CO ₂	103
3.6.1.2.	Dissoluzione di calcite.....	105
3.6.1.3.	Metodi alternativi.....	107
3.6.1.4.	Confronto tra i diversi metodi di ricarbonatazione.....	108
3.6.2.	Metodi di remineralizzazione.....	110
3.6.3.	Post-disinfezione.....	111
3.7.	Sistemi di recupero energetico.....	112
3.7.1.	Bilancio energetico in un processo RO con sistema di recupero energetico.....	112
3.7.2.	Energia minima teorica in funzione del recovery.....	113
3.7.3.	Importanza del recupero energetico nel processo RO.....	117
3.7.4.	Dispositivi di recupero energetico.....	119
3.7.4.1.	Classificazione.....	119
3.7.4.2.	Dispositivi centrifughi.....	121
3.7.4.2.1.	Turbina Pelton.....	121
3.7.4.2.2.	Turbocharger.....	124
3.7.4.3.	Dispositivi isobarici.....	129
3.7.4.3.1.	Rotary Pressure Exchanger.....	130
3.7.4.3.2.	Piston type Work Exchanger.....	137
3.7.4.4.	Confronto e considerazioni.....	144
3.8.	Opzioni di smaltimento della salamoia.....	146
3.8.1.	Generalità e implicazioni.....	146
3.8.2.	Opzioni di scarico della salamoia.....	147
3.9.	Analisi dei costi e dei consumi energetici.....	151

4. Dimensionamento impianto SWRO per la produzione di 60.000 m³/d di acqua potabile.....154

4.1.	Localizzazione e dati di input	155
4.2.	Definizione scenari considerati e portate	157
4.2.1.	Scenari di rete.....	157
4.2.2.	Scenari tecnici.....	157
4.3.	Dimensionamento della linea di intake.....	159
4.4.	Suddivisione impianto in linee.....	162
4.5.	Dimensionamento della linea pretrattamenti.....	163
4.5.1.	Schema di pretrattamento adottato.....	163
4.5.2.	Definizione degli scenari e delle portate.....	166

4.5.3.	Dimensionamento delle singole unità di pre-trattamento.....	166
4.5.3.1.	Pre-clorazione.....	166
4.5.3.2.	Vasca di intake.....	169
4.5.3.3.	Grigliatura grossolana.....	169
4.5.3.4.	Coagulazione, Flocculazione e aggiustamento pH.....	170
4.5.3.5.	Flottazione ad aria disciolta.....	178
4.5.3.6.	Microgrigliatura.....	179
4.5.3.7.	Filtrazione a membrana.....	180
4.5.3.8.	Declorazione.....	184
4.5.3.9.	Aggiustamento pH e dosaggio antiscalant.....	186
4.5.3.10.	Filtrazione a cartuccia.....	187
4.5.3.11.	Pompe.....	188
4.5.3.12.	Riepilogo pre-trattamenti.....	190
4.6.	Soluzioni proposte al problema del boro.....	192
4.6.1.	Considerazioni generali.....	192
4.6.2.	Soluzione B1.....	193
4.6.3.	Soluzione B0.5.....	195
4.7.	Dimensionamento della sezione RO.....	196
4.7.1.	Introduzione.....	196
4.7.2.	Procedura di dimensionamento.....	198
4.7.3.	Capacità dell'impianto e qualità dell'acqua alimentata.....	199
4.7.4.	Configurazione della sezione di osmosi inversa.....	203
4.7.4.1.	Metodologia seguita per la configurazione della sezione di osmosi inversa.....	203
4.7.4.2.	Scelta dello schema impiantistico e del numero di passi.....	213
4.7.4.3.	Dimensionamento tramite procedura tecnica: definizione delle portate.....	219
4.7.4.4.	Dimensionamento tramite procedura tecnica: calcolo del numero di membrane e di Pressure Vessels da utilizzarsi.....	221
4.7.5.	Stima delle prestazioni del processo mediante procedura speditiva.....	227
4.7.6.	Stima delle prestazioni del processo mediante foglio di calcolo.....	231
4.7.6.1.	Scenario estivo.....	233
4.7.6.2.	Scenario invernale.....	241
4.7.7.	Stima delle prestazioni del processo mediante software commerciali.....	246
4.7.8.	Confronto tra le potenzialità dei metodi di stima utilizzati.....	251
4.7.9.	Scelta del tipo di membrane da impiegare.....	252
4.7.10.	Parametri operativi e prestazioni del processo RO.....	253
4.7.11.	Lavaggio delle membrane.....	259
4.7.12.	Dimensionamento di una unità RO per la produzione di 24 m ³ /h di acqua demineralizzata per caldaia a vapore.....	259
4.8.	Recupero energetico con PX ERI.....	264
4.9.	Dimensionamento dei Post-trattamenti.....	270
4.9.1.	Dimensionamento della sezione di ricarbonatazione.....	271
4.9.1.1.	Dimensionamento dell'unità di pre-acidificazione.....	272
4.9.1.2.	Dimensionamento dell'unità di contatto.....	273
4.9.1.3.	Dimensionamento dell'unità di post-alcalinizzazione.....	276
4.9.2.	Dimensionamento dell'unità di post-disinfezione.....	277
4.10.	Dimensionamento del sistema di smaltimento della salamoia.....	278
4.10.1.	Scelte tecniche.....	278
4.10.2.	Analisi con metodo Jirka – scenario invernale.....	279
4.10.3.	Analisi con metodo Jirka – scenario estivo.....	283
4.10.4.	Analisi con metodo Jirka – conclusioni.....	286
4.11.	Consumi energetici relativi all'intero impianto di dissalazione.....	288
5.	Flow Chart quantificato dell'intero impianto.....	289
5.1.	Scenario estivo.....	290
5.2.	Scenario invernale.....	292

ALLEGATI	294
Allegato 1. Analisi statistica delle temperature.....	295
Allegato 2. Stima del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua.....	297
Allegato 3. Stima del coefficiente di trasferimento di massa dei soluti attraverso la membrana...	305
Allegato 4. Stima coefficiente di perdita di carico.....	308
Allegato 5. Caratteristiche delle membrane utilizzate.....	309
Allegato 6. Calcoli osmosi inversa su Software.....	314
Allegato 7: Analisi su software dell'impianto per la produzione di 24 m ³ /h di acqua demineralizzata per caldaia a vapore.....	336
Allegato 8: Esempio di planimetria.....	344

1. INTRODUZIONE

1.1. Abstract - Contenuti del lavoro

Obiettivo del presente lavoro è stato l'approfondimento del processo di dissalazione di acqua di mare mediante tecnologia a osmosi inversa.

Dopo un'analisi di dettaglio dei singoli aspetti relativi all'ingegneria di un intero impianto a osmosi inversa si è proceduto a:

- una breve descrizione dello stato dell'arte relativo alla presente tecnologia
- un approfondimento delle principali variabili di processo
- un approfondimento del recente problema del boro
- un'analisi delle alternative impiantistiche proponibili, in particolare per lo schema dei pre-trattamenti (pre-trattamenti convenzionali vs. pre-trattamenti a membrana) e per lo schema relativo alla sezione di osmosi inversa (doppio passo RO vs. schema multipass)
- lo sviluppo di un foglio di calcolo Excel adatto sia al dimensionamento dell'unità di osmosi inversa, sia all'analisi delle singole variabili di processo
- il dimensionamento di un impianto a osmosi inversa da 200.000 A.E., confrontando diversi metodi di calcolo:
 - procedura speditiva
 - foglio Excel realizzato in sede del presente lavoro
 - quattro differenti software commerciali
- un'analisi di processo di tutto l'impianto dimensionato
- verifiche di bilanci di massa e di energia in tutte le sezioni dell'impianto dimensionato
- ottimizzazione dei recuperi energetici, per ottenere un consumo di circa 3,5 kWh/m³

1.2. Alternative per la dissalazione di acqua di mare

La dissalazione è un processo che consiste nella rimozione di sali ed altre specie chimiche disciolte dall'acqua di mare, dall'acqua salmastra e da acqua di scarico pre-depurata, ma anche da acqua a basso contenuto di sostanze disciolte.

Tipica applicazione del processo è la produzione di acqua caratterizzata da un contenuto di sali o altre sostanze disciolte inferiore ad un certo livello di accettabilità funzione dello specifico uso della risorsa idrica.

Esempi di applicazione sono la produzione di acqua potabile, il cui limite di salinità ritenuto accettabile è pari a 500 mg TDS/L, oppure la produzione di acqua demineralizzata per applicazioni industriali, ad esempio l'acqua da utilizzarsi in caldaie a vapore che deve avere un contenuto di sali inferiore a 10 mg TDS/L, o addirittura significativamente più basso per applicazioni in centrali di potenza.

Per dissalare l'acqua esistono diversi metodi e tecnologie.

Di seguito verranno passate brevemente in rassegna le principali tecnologie applicabili per la dissalazione di acqua di mare.

Dopodiché si opererà un confronto tra queste alternative finalizzato a giustificare la attuale maggior diffusione della tecnologia a osmosi inversa per dissalazione di acqua di mare per la produzione di acqua potabile.

Le principali alternative applicabili per la dissalazione di acqua di mare in impianti di elevata capacità sono:

- metodi termici:
 - Multi-stage flash Distillation (MSF)
 - Multiple-effect Distillation (MED)
- metodi a membrana:
 - processo a osmosi inversa

I metodi termici realizzano la dissalazione tramite evaporazione dell'acqua e successiva raccolta del vapore generato, sfruttando la differenza nella temperature di ebollizione dell'acqua e delle sostanze contaminanti disciolte.

I metodi a membrana invece utilizzano membrane selettive in grado di separare l'acqua dal contenuto di sostanze disciolte.

1.2.1. Metodi termici

La dissalazione per mezzo di metodi termici è la più antica tecnologia esistente, ed è spesso denominata distillazione.

Tutte le metodologie che si basano sul principio di distillazione sfruttano il fatto che i sali disciolti e la maggior parte della altre impurità presenti nell'acqua da dissalare possiedono un punto di ebollizione più elevato dell'acqua.

I metodi termici più diffusi nel caso di impianti di dissalazione per acqua di mare di elevata capacità sono MSF (Multi-Stage Flash distillation) e MED (Multiple-Effect distillation).

Multi-Stage Flash distillation MSF (o espansioni multiple)

L'acqua di alimento al processo viene pre-riscaldata dal vapore a bassa pressione, e dopo essere stata ulteriormente riscaldata da una fonte esterna di vapore (tipicamente vapore di scarto di una centrale di potenza) sino ad una temperatura poco superiore a 90°C fluisce all'interno della camera di vaporizzazione istantanea (flash), la quale si trova chiaramente ad una pressione inferiore a quella ambiente.

In queste condizioni l'acqua evapora e viene separata dalla salamoia. L'acqua evaporata condensa sulla superficie dei tubi di pre-riscaldamento dell'acqua di alimento e viene così raccolta come distillato. L'acqua rimasta sul fondo della camera flash si concentra di sali e viene estratta dal sistema come salamoia.

La pressione inferiore a quella ambiente è garantita dalla presenza di un apposito impianto del vuoto.

È possibile utilizzare più camere di vaporizzazione poste in serie (configurazione multistadio), operanti ad una temperatura e pressione decrescenti, in modo che la temperatura in ciascuna camera si mantenga sempre superiore al punto di ebollizione cui compete la pressione presente nella camera stessa.

Operare ad una temperatura di ingresso alla prima camera superiore a quella indicata significherebbe aumentare l'efficienza del processo ma comporterebbe anche un incremento della probabilità di corrosione precoce delle apparecchiature dell'impianto e del verificarsi di fenomeni di incrostazione.

In *Figura 1.1* è rappresentato lo schema di un processo a espansioni multiple multistadio, mentre in *Figura 1.2* è rappresentato il dettaglio di una camera di vaporizzazione.

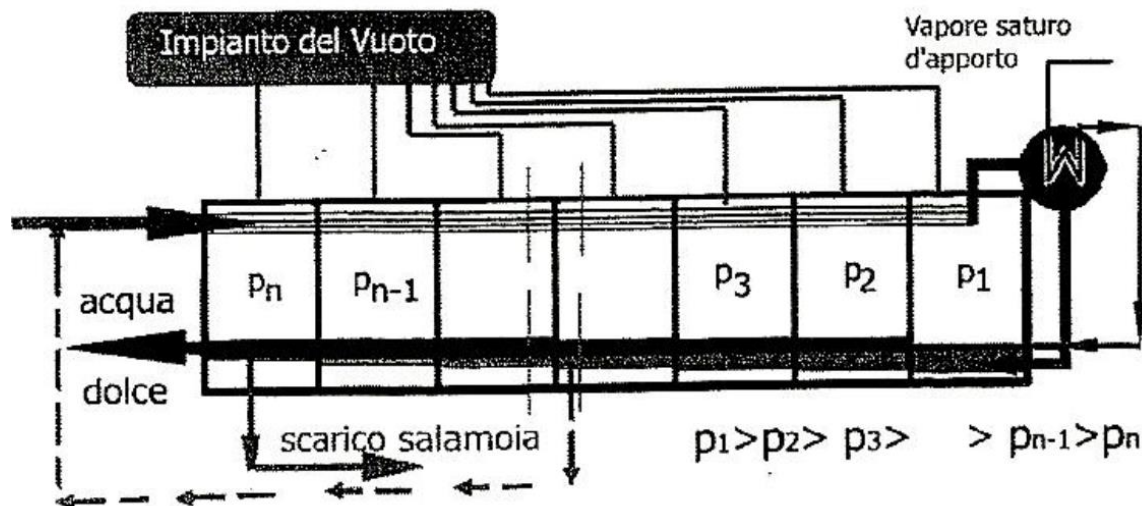


Figura 1.1. Schema del processo di dissalazione a espansioni multiple (**Multi-Stage Flash distillation (MSF)**). L'acqua di alimento al processo viene pre-riscaldata dal vapore a bassa pressione, e dopo essere stata ulteriormente riscaldata da una fonte esterna di vapore sino ad una temperatura poco superiore a 90°C fluisce all'interno della camera di vaporizzazione istantanea (flash), la quale si trova chiaramente ad una pressione inferiore a quella ambiente. In queste condizioni l'acqua evapora e viene separata dalla salamoia. L'acqua evaporata condensa sulla superficie dei tubi di pre-riscaldamento dell'acqua di alimento e viene così raccolta come distillato. L'acqua rimasta sul fondo della camera flash si concentra di sali e viene estratta dal sistema come salamoia. La pressione inferiore a quella ambiente è garantita dalla presenza di un apposito impianto del vuoto.

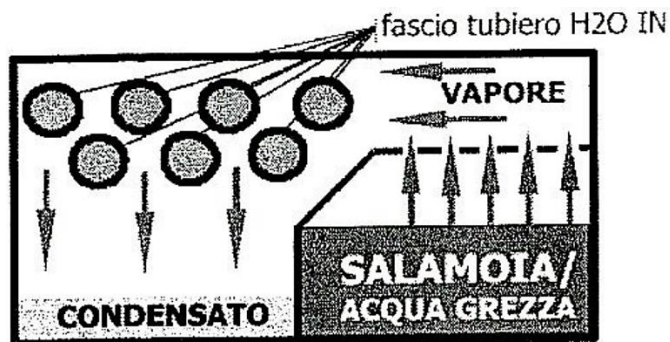


Figura 1.2. Dettaglio di una camera di vaporizzazione in un impianto **Multi-Stage Flash Distillation (MSF)**. L'acqua di alimento alla camera subisce una parziale vaporizzazione: il vapore prodotto condensa sulla superficie dei tubi di pre-riscaldamento dell'acqua di alimento e viene così raccolta come distillato, mentre l'acqua rimasta sul fondo della camera flash si concentra di sali e viene estratta dal sistema come salamoia.

Multiple Effect Distillation MED (o multipli effetti)

Il principio fisico sul quale si basa il processo di dissalazione a multipli effetti è analogo a quello del processo MSF. Tuttavia la camera di vaporizzazione istantanea è sostituita da un reattore detto effetto, rappresentato in *Figura 3*. In cima all'effetto è presente una camicia a fasci tubieri LTV. All'interno dei tubi della camicia condensa il vapore prodotto dall'effetto precedente: la condensazione cede calore all'acqua grezza di alimento, fornendole energia per la vaporizzazione.

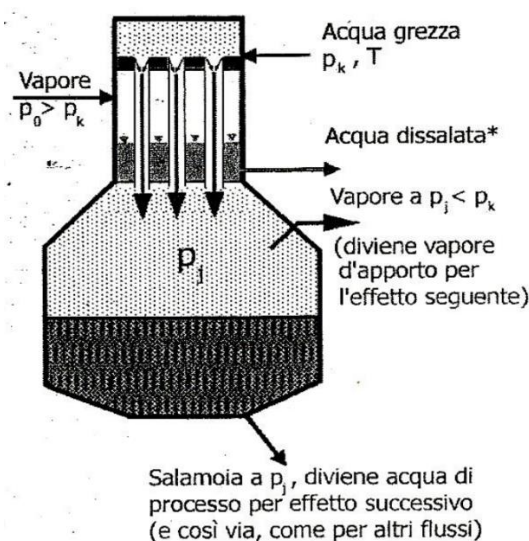


Figura 1.3. Dettaglio di un singolo effetto per la vaporizzazione parziale dell'acqua di alimento al processo in un impianto **Multi-Effect Distillation (MED)**. In cima all'effetto è presente una camicia a fasci tubieri LTV. All'interno dei tubi della camicia condensa il vapore prodotto dall'effetto precedente: la condensazione cede calore all'acqua grezza di alimento, fornendole energia per la vaporizzazione

L'acqua grezza alimentata all'effetto viene parzialmente vaporizzata: il vapore prodotto è condensato all'interno dei fasci tubieri LTV dell'effetto successivo, all'interno dei quali condensa cedendo calore all'acqua grezza alimentata all'effetto successivo. L'acqua condensata all'interno dei fasci tubieri LTV costituisce l'acqua dissalata prodotta dal processo. La salamoia prodotta da un effetto costituisce l'acqua di alimento all'effetto successivo. In *Figura 1.4* lo schema di processo relativo ad un sistema a multipli effetti.

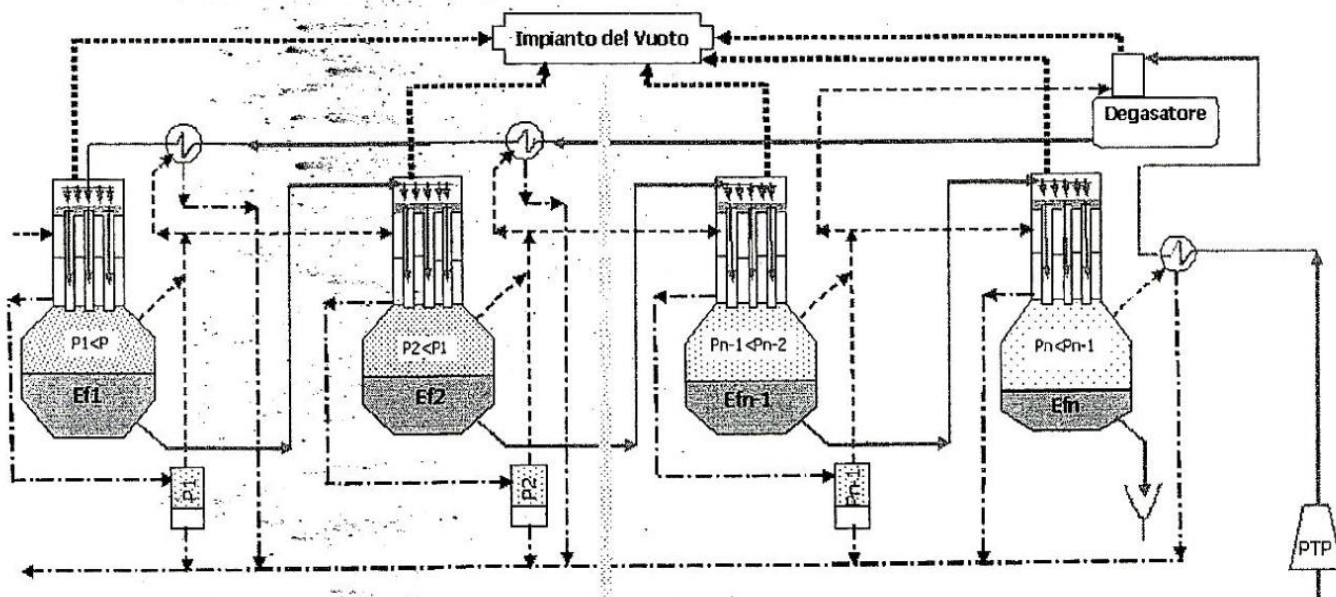


Figura 1.4. Schema di processo relativo ad un sistema **Multi-Effect Distillation (MED)**. L'acqua grezza alimentata all'effetto viene parzialmente vaporizzata: il vapore prodotto è condensato all'interno dei fasci tubieri LTV dell'effetto successivo, all'interno dei quali condensa cedendo calore all'acqua grezza alimentata all'effetto successivo. L'acqua condensata all'interno dei fasci tubieri LTV costituisce l'acqua dissalata prodotta dal processo. La salamoia prodotta da un effetto costituisce l'acqua di alimento al successivo.

Considerazioni

Peculiarità dei metodi termici è la produzione di acqua caratterizzata da:

- Bassissimo contenuto di sali e di altre specie chimiche (purché caratterizzate da un punto di ebollizione più basso rispetto all'acqua). Tipicamente la salinità dell'acqua prodotta è inferiore a 10 mg TDS/L
- Temperatura relativamente alta, in funzione della complessità e dell'efficienza del sistema di recupero energetico. Tale aspetto risulta di rilievo nel campo della produzione di acqua potabile

In una situazione ideale di assenza di indesiderati fenomeni di trascinamento della salamoia nella camera di ebollizione e di assenza di specie chimiche caratterizzate da un punto di ebollizione più basso rispetto all'acqua, l'acqua prodotta dal processo sarà caratterizzata solamente dalla presenza di CO₂ disciolta e di conseguenza da una lieve alcalinità e da leggera acidità.

Sotto le stesse condizioni ideali sopracitate la qualità del prodotto finito non dipende dalla qualità dell'acqua di alimento.

Il processo di distillazione a confronto con il processo a osmosi inversa non subisce particolarmente i fenomeni di fouling e pertanto è applicabile anche su acque di qualità molto scarsa per quanto concerne la presenza di foulants. Per questo motivo spesso non sono applicati pre-trattamenti fisici.

Tuttavia le apparecchiature dell'impianto sono facilmente passibili di fenomeni di incrostazione e di corrosione, e l'entità dei pre-trattamenti chimici è finalizzata al contenimento di questi fenomeni mediante il dosaggio di opportuni agenti chimici quali antiscalant e inibitori di corrosione.

La temperatura massima di processo non supera i 120 °C, e tipicamente è molto più bassa (nell'ordine di 90°C) al fine di salvaguardarsi dai fenomeni di precipitazione di sali poco solubili.

Il processo è applicabile anche su acque a salinità elevatissima (fino a 100.000 mg TDS/L), tuttavia all'aumentare della salinità riduce il fattore di recupero conseguibile, in ragione dell'incremento del punto di ebollizione dell'acqua di alimento (come anticipato la temperatura del processo applicabile presenta un limite superiore) e al fine di contenere i fenomeni di precipitazione di sali poco solubili.

Come verrà evidenziato più avanti il processo determina consumi energetici (energia termica ed energia elettrica) particolarmente elevati.

Grazie alla maggior attenzione dedicata al recupero energetico il sistema a multipli effetti è caratterizzato da rendimenti termici superiori rispetto al sistema a espansioni multiple. Per contro l'impiantistica è più complessa, e pertanto questo schema è utilizzato per impianti di media potenzialità (nell'ordine dei 500 m³/h).

1.2.2. Metodi a membrana

Tra i metodi a membrana il processo di dissalazione a osmosi inversa è praticamente l'unico applicabile nel caso di grandi impianti di dissalazione per acqua ad elevata salinità quale l'acqua di mare.

Infatti l'elettrodialisi, tecnologia di dissalazione alternativa all'osmosi inversa, tollera una salinità massima nell'acqua di alimento inferiore a 3.000 mg TDS/L.

Nel processo a osmosi inversa l'acqua viene separata dalle sostanze in essa disciolte attraverso una membrana semi-permeabile, interposta tra due compartimenti: uno ad elevata salinità, l'altro a bassa salinità. Sotto effetto dell'alta pressione il flusso di acqua fluisce dal comparto ad elevata salinità al comparto a bassa salinità, invertendo la tendenza naturale a fluire per osmosi dal comparto a bassa salinità al comparto ad alta salinità (Figura 1.5).

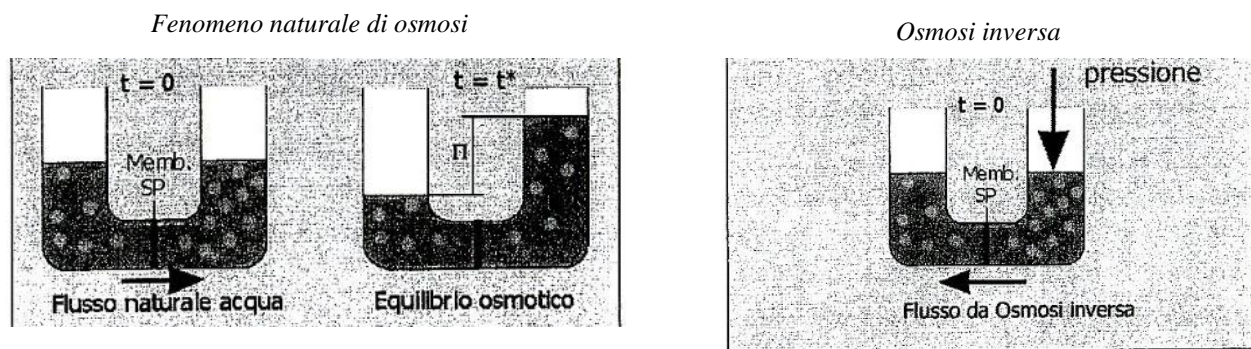


Figura 1.5. Illustrazione del principio teorico alla base del processo di dissalazione ad osmosi inversa. L'acqua viene separata dalle sostanze in essa disciolte attraverso una membrana semi-permeabile, interposta tra due compartimenti: uno ad elevata salinità, l'altro a bassa salinità. Sotto effetto dell'alta pressione il flusso di acqua fluisce dal comparto ad elevata salinità al comparto a bassa salinità, invertendo la tendenza naturale a fluire per osmosi dal comparto a bassa salinità al comparto ad alta salinità.

La salinità del prodotto finito è una certa percentuale, tipicamente inferiore al 1% (con riferimento alla TDS), della salinità dell'acqua di alimento, e pertanto la qualità del prodotto finito è funzione della qualità dell'alimento. Inoltre il livello di rimozione da parte delle membrane è variabile per le sostanze disciolte, tanto che in alcune situazioni un singolo stadio di osmosi inversa non è sufficiente a conferire al prodotto finito la qualità desiderata.

Si tratta di un processo di tipo meccanico, il quale non determina una variazione della temperatura del prodotto finito rispetto alla temperatura dell'alimento. Tale aspetto risulta di rilievo qualora l'acqua prodotta dall'impianto sia da destinarsi ad uso potabile.

Le membrane sono particolarmente soggette a fenomeni di fouling e di incrostazioni provocate dalla precipitazione di sali poco solubili, e pertanto risulta particolarmente importante effettuare un intenso pre-trattamento dell'acqua da alimentare alla sezione di osmosi inversa. Poiché le soluzioni di pre-trattamento non sempre risultano economicamente o addirittura tecnicamente convenienti, il processo di dissalazione a osmosi inversa non è applicabile su qualsiasi fonte d'acqua.

Inoltre esiste un limite superiore sulla salinità dell'acqua di alimento (che potrebbe collocarsi al valore di 60.000 mg TDS/L, ma anche di più) oltre il quale non è applicabile il processo di osmosi inversa, limite dovuto alla limitata resistenza meccanica delle membrane semipermeabili: le membrane per applicazioni su acqua di mare infatti tollerano una pressione massima di alimentazione poco superiore a 84 bar.

1.2.3. Confronto tecnico tra le alternative di dissalazione

Il processo di dissalazione condotto per via termica consente di produrre acqua ad un più basso contenuto di sali rispetto al processo di dissalazione condotto con tecnologia a osmosi inversa, per di più a prescindere dalla qualità dell'acqua di alimento.

Questo aspetto può essere un vantaggio o uno svantaggio e seconda del contesto nel quale è inserito il processo.

Ad esempio se l'acqua deve essere utilizzata a scopo potabile il fatto di avere una salinità inferiore a 10 mg TDS/L risulta un aspetto negativo, poiché richiede un maggior sforzo in fase di post-trattamenti, anche in ragione di un maggior rischio di corrosione e aggressione chimica nei confronti delle apparecchiature idrauliche di adduzione dell'acqua dissalata.

D'altra parte il fatto che i metodi termici siano applicabili anche su acque di alimento di qualità molto scarsa e tale da non consentire l'applicazione dell'osmosi inversa consente di effettuare il processo anche in situazioni estreme di scarsità d'acqua.

Il fatto che l'acqua dissalata prodotta per via termica, a differenza dell'acqua dissalata per osmosi inversa, abbia una temperatura superiore quella ambiente può risultare un aspetto sfavorevole se l'acqua prodotta è da destinarsi ad uso potabile, ma potrebbe risultare favorevole se l'utilizzo è in alcuni processi industriali.

Il processo a osmosi inversa e il processo di dissalazione termica ad espansioni multiple (MSF) non presentano un limite sulla taglia di impianto su cui applicare il processo.

La dissalazione condotta con processo a osmosi inversa richiede un minor consumo energetico.

In *Tabella 1.1* è possibile avere un riscontro numerico di quanto appena esposto.

Tabella 1.1. Confronto tecnico tra le alternative di dissalazione di acqua di mare applicabili per impianti di elevata capacità, ossia osmosi inversa (RO) e dissalazione termica a espansioni multiple (MSF): consumi energetici, salinità ammessa nell'acqua di alimento, e limite di salinità conseguibile nel prodotto finito. (modified from Fritzmann et al., 2007)

	MSF	RO
Salinità massima ammessa nell'acqua di alimento (mg TDS/L)	100.000	60.000
Salinità acqua prodotta (mg TDS/L)	< 10	< 500
Temperatura acqua prodotta	> T ambiente	pari alla temperatura di prelievo
Consumo di energia termica (kWh/m ³)	12	-
Consumo di energia elettrica (kWh/m ³)	3 - 4	3 - 6

1.3. Il mercato della dissalazione nel mondo

La continua tendenza all'innovazione delle tecnologie di dissalazione e l'intensificarsi dell'uso di esse negli ultimi anni è la risposta di tutti i paesi del mondo alla continua e non più trascurabile mancanza di acqua. Non si tratta solo di zone aride del globo dove da sempre l'uomo ha dovuto intervenire per soddisfare una domanda di acqua sempre nettamente superiore all'effettiva disponibilità, ma si tratta soprattutto di zone dove le falde acquifere o le acque superficiali sono contaminate o hanno perso nel corso degli anni la qualità adatta all'uso potabile.

Inoltre la continua crescita della popolazione mondiale ha intensificato la richiesta di acqua anche per uso industriale e agricolo.

In questo quadro la dissalazione si pone come soluzione all'uso di fonti di acqua non convenzionali, e l'innovazione tecnologica ha portato ad una rapida diffusione dell'applicazione del processo.

Il processo di dissalazione viene praticato in oltre 15000 impianti distribuiti in tutto il mondo, e la maggioranza di essi si trova in regioni aride o carenti di fonti convenzionali di buona qualità, come possibile osservare in *Figura 1.6*, dove oltre ad una fotografia attuale della diffusione del processo di dissalazione nel mondo, sono riportate anche delle proiezioni per lo scenario futuro.

Il mercato del Mediterraneo si prevede che sarà quello che aumenterà maggiormente la domanda di acqua dissalata, segue quello del Medio Oriente, a sua volta seguito da quello americano e infine da quello asiatico.

Si prevede per tutti i mercati una crescita: in particolare per il 2015 si prevede una raddoppio rispetto alla capacità attuale per i paesi del Medio Oriente, mentre una crescita minore anche se significativa si prevede per il mercato asiatico. Infatti l'aumento della popolazione asiatica e la crescita economica potrebbero a lungo termine mettere a rischio le fonti convenzionali di acqua. (*Fritzmann, 2007*).

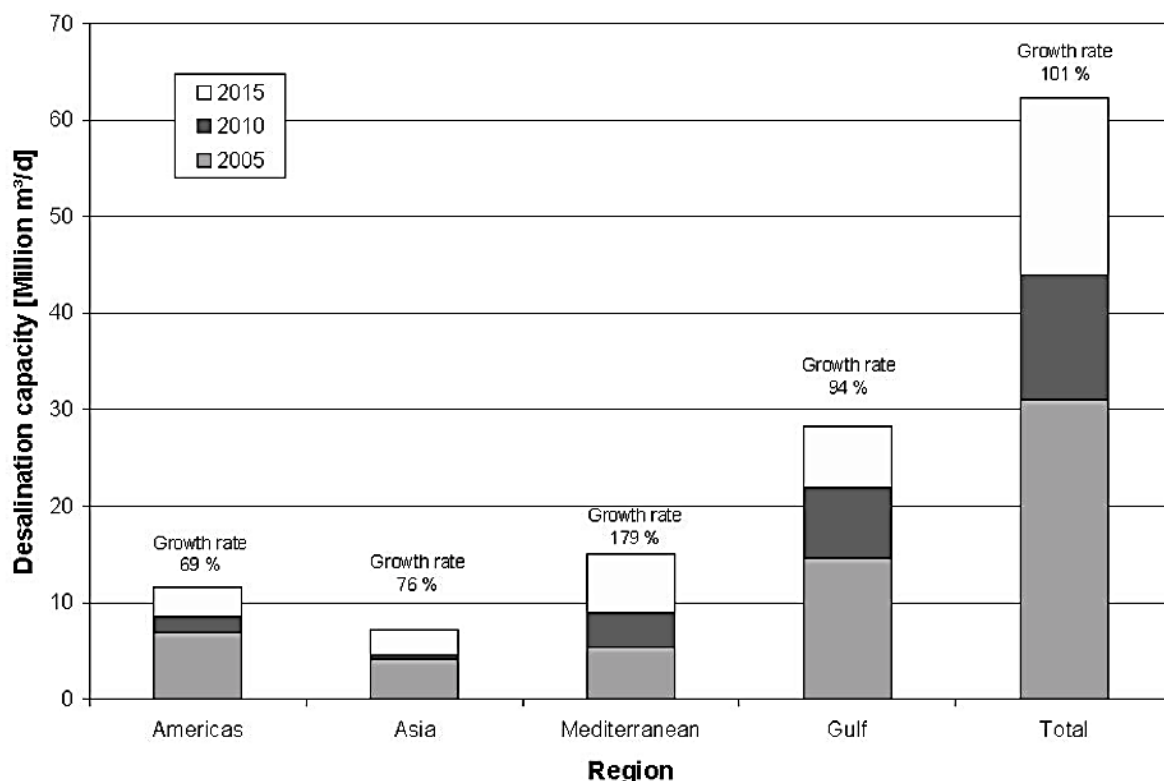


Figura 1.6. Capacità installata del processo di dissalazione in diverse regioni del mondo: situazione attuale e proiezioni future. I mercati che si prevede per il futuro essere i più attrattivi sono quelli del Mediterraneo e delle Regioni del Golfo (*Fritzmann, 2007*).

In *Figura 1.7* è riportata invece una fotografia della situazione Europea. Il processo di dissalazione risulta maggiormente diffuso nelle Regioni meridionali, in maniera particolare in Spagna, seguita dall'Italia.

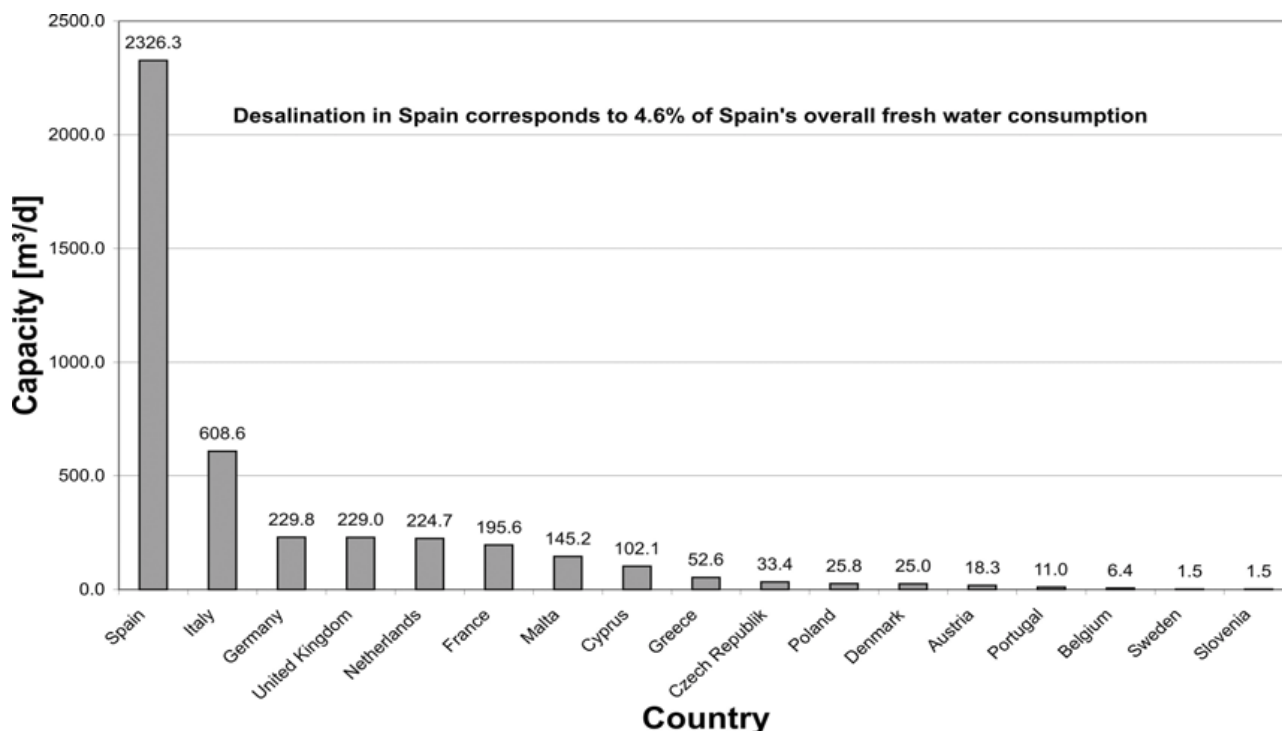


Figura 1.7. Utilizzo di acqua dissalata in Europa nel (2004). Sono considerati solamente impianti di capacità superiore a 700 m³/d. Il processo di dissalazione risulta maggiormente diffuso nelle Regioni meridionali, in maniera particolare in Spagna, seguita dall'Italia. (IDA, 2004).

Per quanto riguarda la diffusione delle singole tecnologie di dissalazione per acqua di mare è possibile affermare che attualmente i processi termici sono principalmente utilizzati in Medio Oriente in quanto questi paesi dispongono di un'elevata disponibilità di combustibile a basso costo per far fronte agli elevati consumi energetici (SFBCDC, 2005).

Spesso gli impianti di dissalazione termici sorgono in prossimità di centrali di potenza, delle quali sfruttano il vapore di scarto.

Ciononostante anche in questi Paesi per gli impianti di più recente installazione si ha la prevalenza dell'uso della tecnologia di osmosi inversa in quanto il recente sviluppo di tale tecnologia consente di effettuare il processo ad un costo per metro cubo di acqua prodotta inferiore rispetto ai metodi termici. (Fritzmann et al., 2007)

Conseguenza della precoce immissione nel mercato dell'acqua dissalata da parte delle regioni medio orientali è sicuramente il necessario rinnovo di alcune tecnologie considerate obsolete.

Attualmente un quarto della produzione totale di acqua dissalata da acqua di mare proviene dalla distillazione mentre i restanti tre quarti invece provengono dalla dissalazione per mezzo dell'osmosi inversa (Figura 1.8).

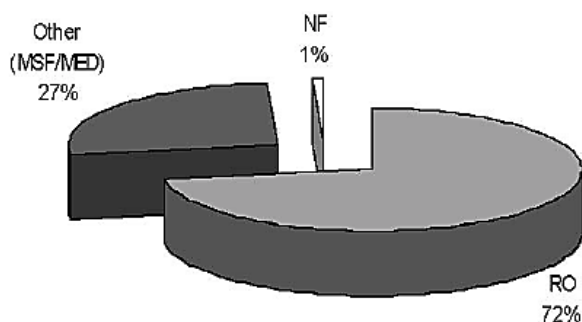


Figura 1.8. Ripartizione del mercato della dissalazione di acqua di mare tra diverse alternative di dissalazione. Sono considerati solamente impianti di capacità superiore a 700 m³/d. (IDA, 2004). La maggior parte del mercato è della tecnologia di dissalazione a osmosi inversa (RO), la quale come verrà evidenziato nel prossimo paragrafo, costituisce generalmente l'alternativa più attrattiva dal punto di vista dei costi e dei consumi energetici. La distillazione (MSF/MED) costituisce solamente un quarto del mercato globale.

1.4. Costi e consumi energetici: confronto tra le alternative di dissalazione

Come anticipato in *Tabella 1.1, Cap. 1.2.3* i metodi termici di dissalazione implicano un consumo energetico nettamente superiore rispetto ai metodi a membrana (*Fritzmann et al, 2007*).

È essenzialmente per questo motivo che il costo specifico (costo rapportato al m^3 di acqua prodotta) del processo di dissalazione a osmosi inversa implica costi inferiori rispetto al processo di dissalazione condotto per via termica (*Figura 1.9*), ed è il motivo per cui attualmente è il più diffuso e se ne prevede un impiego sempre più intenso nel futuro (*Figura 1.8 Cap. 1.3*).

Con il progredire dell'innovazione il costo specifico di dissalazione continua a decrescere per entrambe le tecnologie. In particolare per quanto riguarda il processo di dissalazione a osmosi inversa la produzione di membrane sempre più performanti (sia dal punto di vista della permeabilità, sia dal punto di vista della reiezione dei sali) e lo sviluppo di sistemi di recupero energetico sempre più efficienti hanno giocato un importante ruolo nell'abbattimento dei costi per la dissalazione (*M. Wilf, 2007*).

Per la dissalazione di acqua di mare in impianti di elevata capacità (superiore a $50.000 m^3/d$) il costo specifico per la dissalazione termica il costo oscilla tipicamente tra $0,7 - 1,0 \$/m^3$, mentre per il processo a osmosi inversa il costo oscilla tra $0,5 - 0,7 \$/m^3$.

Impianti di dissalazione termica particolarmente efficienti sono quello di Abu Dhabi dove il costo specifico di dissalazione è $0,70 \$/m^3$ e l'impianto di Shuweihat ($63.000 m^3/d$), dove il costo specifico per la dissalazione è di $0,73 \$/m^3$. (*GWl, 2005*)

Impianti di dissalazione a osmosi inversa particolarmente efficienti sono l'impianto di Ashkelon ($325.000 m^3/d$) per il quale i costi specifici sono stimati essere pari a $0,53 \$/m^3$, e l'impianto di Tuas ($136.000 m^3/d$) per il quale i costi specifici sono stimati essere pari a $0,49 \$/m^3$ (*Del Castillo, 2004*).

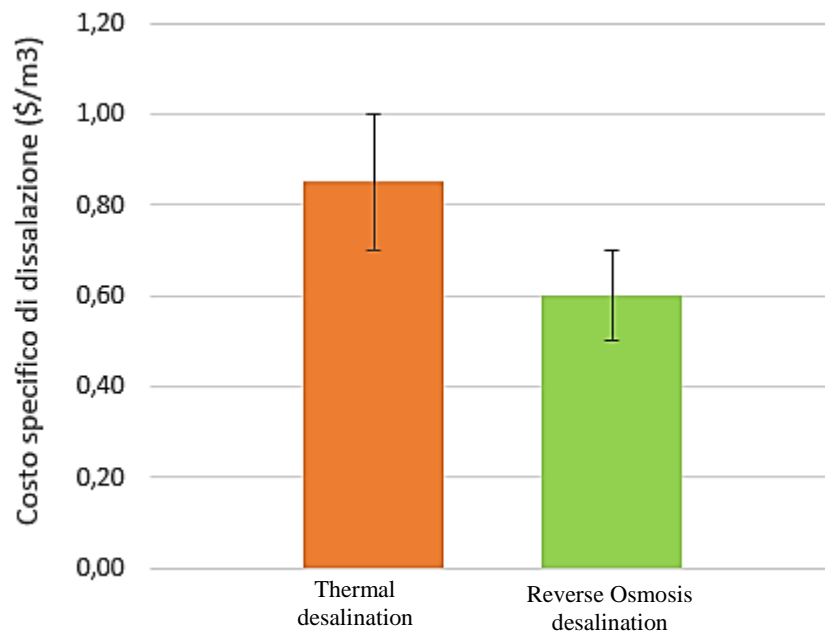


Figura 1.9. Tipico costo specifico (\$ per m^3 di acqua dissalata) del processo di dissalazione di **acqua di mare** relativamente all'opzione di dissalazione termica e all'opzione di dissalazione a osmosi inversa. Per la dissalazione termica il costo oscilla tipicamente tra $0,7 - 1,0 \$/m^3$, mentre per il processo a osmosi inversa il costo oscilla tra $0,5 - 0,7 \$/m^3$. Tali valori sono riferiti ad impianti di dissalazione di elevata capacità (superiore a $50.000 m^3/d$). (modified from *Fritzmann et al., 2007, M.Wilf 2007*)

Esiste un'altra differenza nei costi delle due tecnologie: negli impianti di dissalazione termici il costo specifico del processo è in gran parte indipendente dalla salinità dell'acqua di ingresso, mentre per quanto riguarda gli impianti di dissalazione a osmosi inversa il costo del processo è direttamente proporzionale alla salinità dell'acqua di alimento, come possibile osservare in *Figura 1.10*.

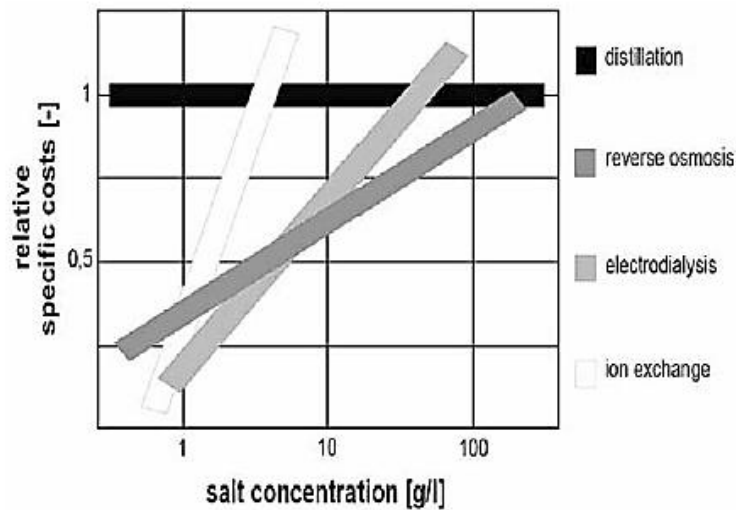


Figura 1.10. Costo specifico del processo di dissalazione in funzione della salinità dell'acqua di alimento. Si osservi che negli impianti di dissalazione termici il costo specifico del processo è in gran parte indipendente dalla salinità dell'acqua di ingresso, mentre per quanto riguarda gli impianti di dissalazione a osmosi inversa il costo del processo è direttamente proporzionale alla salinità dell'acqua di alimento. (Fritzmann et al., 2007)

Fino a pochi anni fa la dissalazione termica era preferita soprattutto negli scenari combinati di impianto a doppia isola, cioè un impianto di potenza per la produzione di energia elettrica accoppiato ad un impianto di dissalazione termica per la produzione di acqua potabile.

In tal modo veniva ottimizzato l'uso termico complessivo dei due impianti.

Oggi anche nel caso dei due impianti combinati viene utilizzato sempre più un sistema misto termico/osmosi inversa.

1.5. Esempio di schema impiantistico e rendering relativi ad un grande impianto di dissalazione a osmosi inversa

Gli impianti di dissalazione di acqua di mare con osmosi inversa sono costituiti dalle unità (Figura 1.11): opera di presa, pre-trattamenti, sezione di osmosi inversa, recupero energetico, post-trattamenti, scarico della salamoia.

L'acqua di mare, prelevata mediante opportuna opera di presa, è sottoposta a pre-trattamenti, tipicamente pre-disinfezione, filtrazione, dosaggio antiscalant, volti a contenere i fenomeni di fouling e scaling nella sezione di osmosi inversa.

L'acqua pre-trattata è successivamente sottoposta a dissalazione a osmosi inversa: sotto l'effetto dell'alta pressione parte dell'acqua di alimento permea attraverso la membrana semipermeabile andando a costituire l'acqua dissalata, parte non permea e va a costituire lo scarto del processo, detto salamoia (o concentrato).

L'acqua dissalata prodotta dal processo di osmosi inversa è molto povera di sali ed ha un carattere aggressivo e corrosivo che può danneggiare le apparecchiature idrauliche della rete di adduzione all'utenza, pertanto è sottoposta a trattamenti specifici (Post-trattamenti) atti a ridurne il carattere aggressivo e corrosivo e talvolta atti a incrementarne il livello di potabilità.

Il concentrato è caratterizzato da elevata pressione e pertanto negli impianti di grossa taglia sono presenti dei dispositivi per il recupero dell'energia da esso posseduta.

Dopo aver effettuato il recupero energetico la salamoia è scaricata a mare.

Queste operazioni sono schematizzate in Figura 1.11.

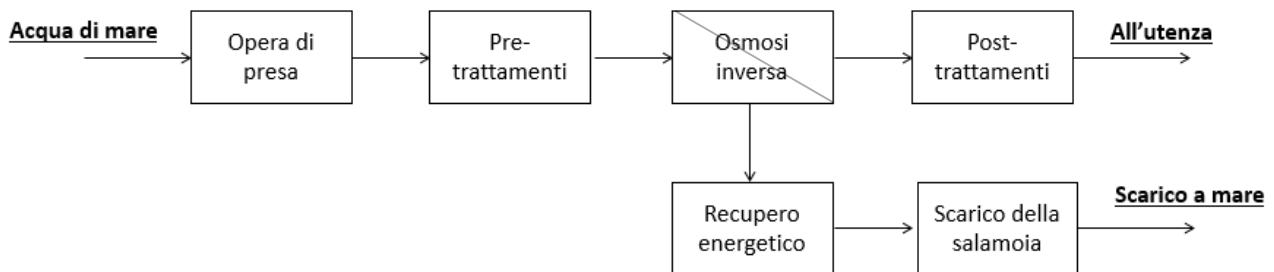


Figura 1.11. Unità fondamentali costituenti gli impianti di dissalazione di acqua di mare con osmosi inversa. L'acqua di mare, prelevata mediante opportuna opera di presa, è sottoposta a pre-trattamenti volti a contenere i fenomeni di fouling e scaling nella sezione di osmosi inversa. L'acqua pre-trattata è successivamente sottoposta a dissalazione a osmosi inversa: sotto l'effetto dell'alta pressione parte dell'acqua di alimento permea attraverso la membrana semipermeabile andando a costituire l'acqua dissalata, parte non permea e va a costituire lo scarto del processo, detto salamoia (o concentrato). L'acqua dissalata prodotta dal processo di osmosi inversa è sottoposta a trattamenti specifici (Post-trattamenti) atti a ridurne il carattere aggressivo e corrosivo e talvolta atti a incrementarne il livello di potabilità. Il concentrato è caratterizzato da elevata pressione e pertanto negli impianti di grossa taglia sono presenti dei dispositivi per il recupero dell'energia da esso posseduta. Dopo aver effettuato il recupero energetico la salamoia è scaricata a mare.

A titolo di esempio di seguito è illustrato lo schema impiantistico relativo all'impianto di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa di Perth.

L'impianto è localizzato in Australia, ha una capacità di 144.000 m³/d e occupa una superficie di 6,5 ha circa. Data l'elevata capacità dell'impianto la presa di acqua di mare è realizzata mediante direct subsurface intake.

Allo scopo di contenere i fenomeni di fouling ai danni delle membrane la linea di pre-trattamento prevede le operazioni di pre-disinfezione e di filtrazione.

La pre-disinfezione è realizzata mediante clorazione con dosaggio di NaClO.

La filtrazione prevede le operazioni di coagulazione e flocculazione realizzate mediante un miscelatore statico in linea, con dosaggio di FeCl₃ e polielettroliti e di successiva filtrazione su doppio supporto granulare di sabbia. Per rimuovere i solidi eventualmente sfuggiti alla filtrazione su sabbia è presente una microfiltrazione a 5 µm con filtro a cartuccia.

Poiché la presenza di cloro risulta dannosa per le membrane, a monte della sezione di osmosi inversa si effettua una dechlorazione mediante dosaggio di NaHSO₃.

Inoltre allo scopo di contenere i fenomeni di precipitazione di sali poco solubili sulla superficie delle membrane, a monte della sezione di osmosi inversa sono dosati antiscalant.

La sezione di osmosi inversa è realizzata secondo uno schema a doppio passo al fine di rispettare il limite sul boro nel prodotto finito: in altre parole una parte del permeato prodotto dalla prima unità di osmosi è sottoposto nuovamente ad un'unità di osmosi. L'acqua dissalata prodotta dall'impianto è sottoposta a post-trattamenti di ricarbonatazione realizzate mediante dosaggio di calce e CO₂, trattamento volto a conferire all'acqua carattere non aggressivo e incrementarne l'alcalinità.

Il concentrato è sottoposto a recupero energetico è realizzato mediante Rotary Pressure Exchanger (ERI), dopodiché è scaricato a mare.

Alcune delle operazioni descritte sono schematizzate in *Figura 1.12*.

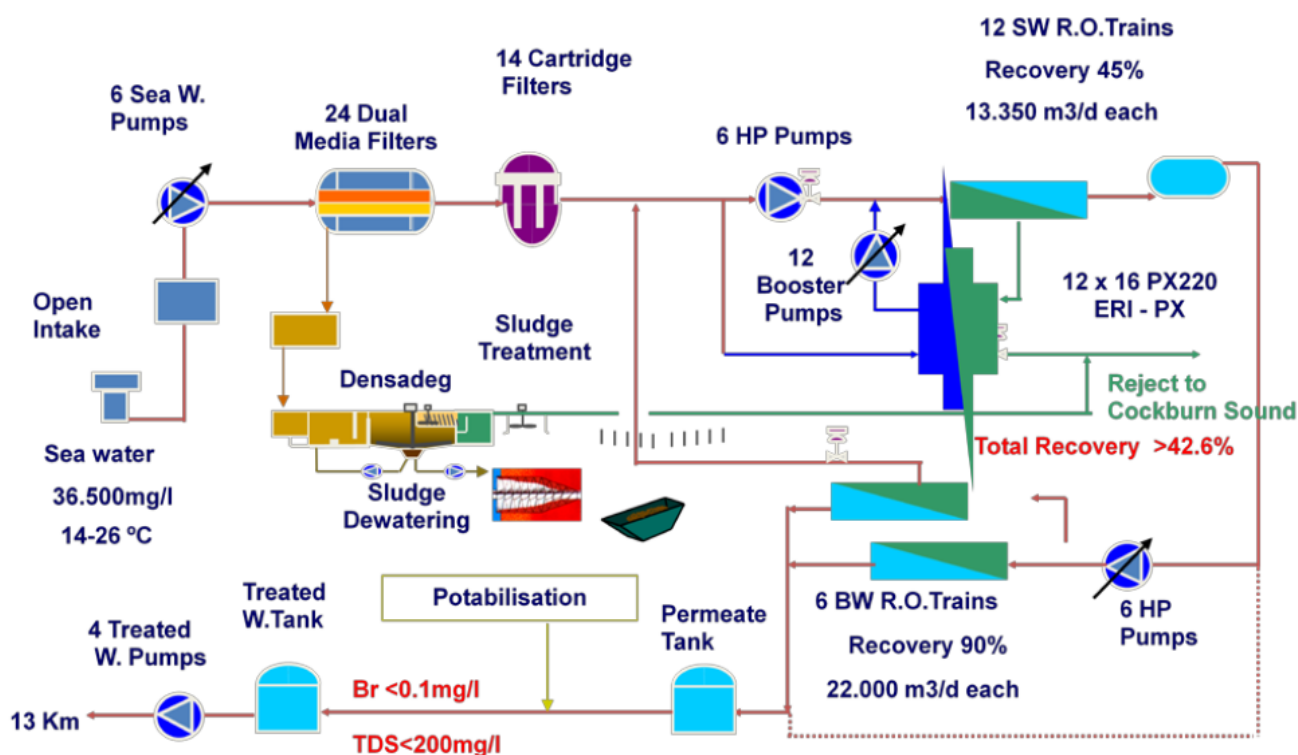


Figura 1.12. Schema di processo relativo all'impianto di dissalazione SWRO di Perth, dalla capacità di 130.000 m³/d. Il prelievo è realizzato mediante direct subsurface intake; si effettuano pre-trattamenti di tipo convenzionale (con filtrazione su supporto granulare); la sezione RO opera secondo un sistema a doppio passo al fine di incrementare il livello di rimozione del boro; il recupero energetico è realizzato mediante Rotary Pressure Exchanger (ERI). (Clemente, 2004)

Come si può osservare in *Figura 1.12* 6 pompe (Sea W. Pumps) sono adibite all'operazione di presa di acqua di mare.

Dopo la sezione di intake è rappresentato il filtro a sabbia (Dual Media Filters), seguito dal microfiltro a cartuccia (Cartridge Filters). L'acqua di controlavaggio dei filtri è sottoposta a ispessimento (Densadeg) e disidratazione (Sludge dewatering).

Dopo la fase di filtrazione è presente la sezione di osmosi inversa (SW R.O. Trains).

L'acqua di mare deve essere alimentata ad elevata pressione all'interno delle membrane di osmosi inversa. Tale compito è svolto dalle pompe di alta pressione (HP Pumps), dal dispositivo di recupero energetico (ERI-PX) e dalle Booster Pumps. Parte dell'acqua di mare proveniente dai pre-trattamenti è pressurizzata dalle

pompe di alta pressione e parte dal sistema di recupero energetico operante in serie con le Booster Pumps. Relativamente a quest'ultimo aspetto si tenga presente che la pressione posseduta dall'acqua di mare a valle del ERI-PX è inferiore alla pressione necessaria per l'alimentazione al processo di osmosi inversa: la restante quota parte di prevalenza è pertanto fornita dalle Boostr Pumps.

Il concentrato prodotto dall'osmosi inversa va a recupero energetico (nel quale appunto pressurizza un quota parte dell'acqua di alimento al processo RO) e dopodiché è mandato a smaltimento.

Il permeato costituisce il 45% dell'acqua di alimento alla sezione di osmosi inversa (Recovery 45%).

Una parte di esso è sottoposto nuovamente a osmosi inversa (BW R.O.) alla quale è alimentato mediante 6 pompe di alta pressione (HP Pumps). Il secondo passo di osmosi opera con un recovery pari al 90%. Il permeato prodotto va a ricongiungersi con la quota parte di acqua che ha bypassato il secondo passo di osmosi, assieme al quale è accumulato in una apposita vasca (Permeate Tank).

Il concentrato prodotto dal secondo passo di osmosi è riciclato in testa al primo passo di osmosi.

L'acqua dissalata è sottoposta a post trattamenti di potabilizzazione, dopodiché è inviata alla rete attraverso 4 pompe di adduzione (Treated W. Pumps).

In *Figura 1.13* è rappresentato il rendering dell'impianto di Perth, dove sono anche indicati i principali elementi costituenti l'impianto: il sistema di pompe adibite alla presa di acqua di mare, il sistema di filtrazione a sabbia, la struttura abita alla sezione di osmosi inversa (contenente le pompe di alimentazione, le membrane di osmosi inversa, il sistema di recupero energetico), il sistema di post-trattamento, la vasca di accumulo dell'acqua potabile prodotta dall'impianto.

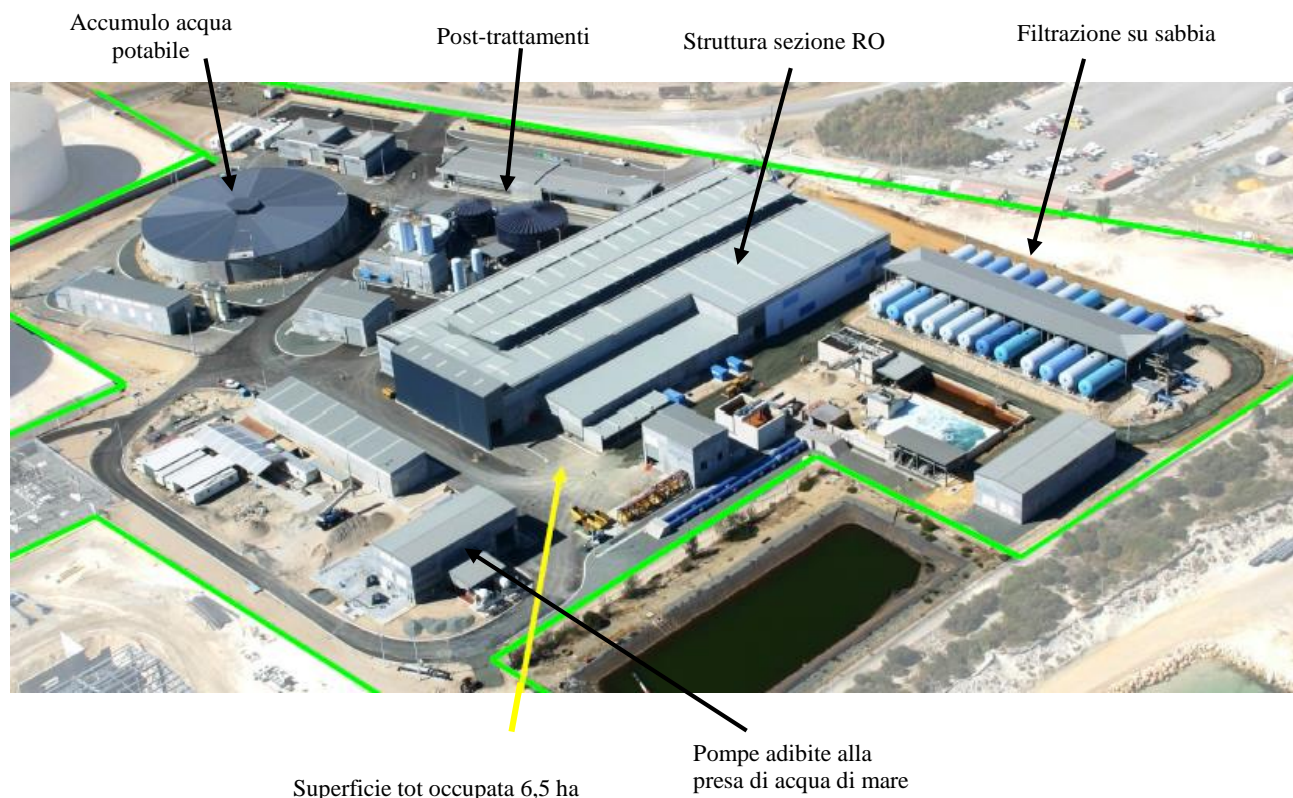


Figura 1.13. Rendering relativo all'impianto di dissalazione di Perth, dalla capacità di 144.000 m³/d. La superficie occupata dall'impianto è pari a 6,5 ha. In figura sono indicati i principali elementi costituenti l'impianto: il sistema di pompe adibite alla presa di acqua di mare, il sistema di filtrazione a sabbia, la struttura abita alla sezione di osmosi inversa (contenente le pompe di alimentazione, le membrane di osmosi inversa, il sistema di recupero energetico), il sistema di post-trattamento, la vasca di accumulo dell'acqua potabile prodotta dall'impianto. (Alizadehfard, 2012)

All'interno della struttura adibita al contenimento della sezione di osmosi inversa, i vari elementi costituenti sono disposti come in *Figura 1.14*. Le pompe di alta pressione di alimentazione alle membrane di osmosi inversa sono collocate al centro, ai lati sono posizionati i vessel contenenti le membrane di osmosi inversa, alloggiati su un apposito telaio. Accanto a quest'ultimi sono presenti i dispositivi di recupero energetico.

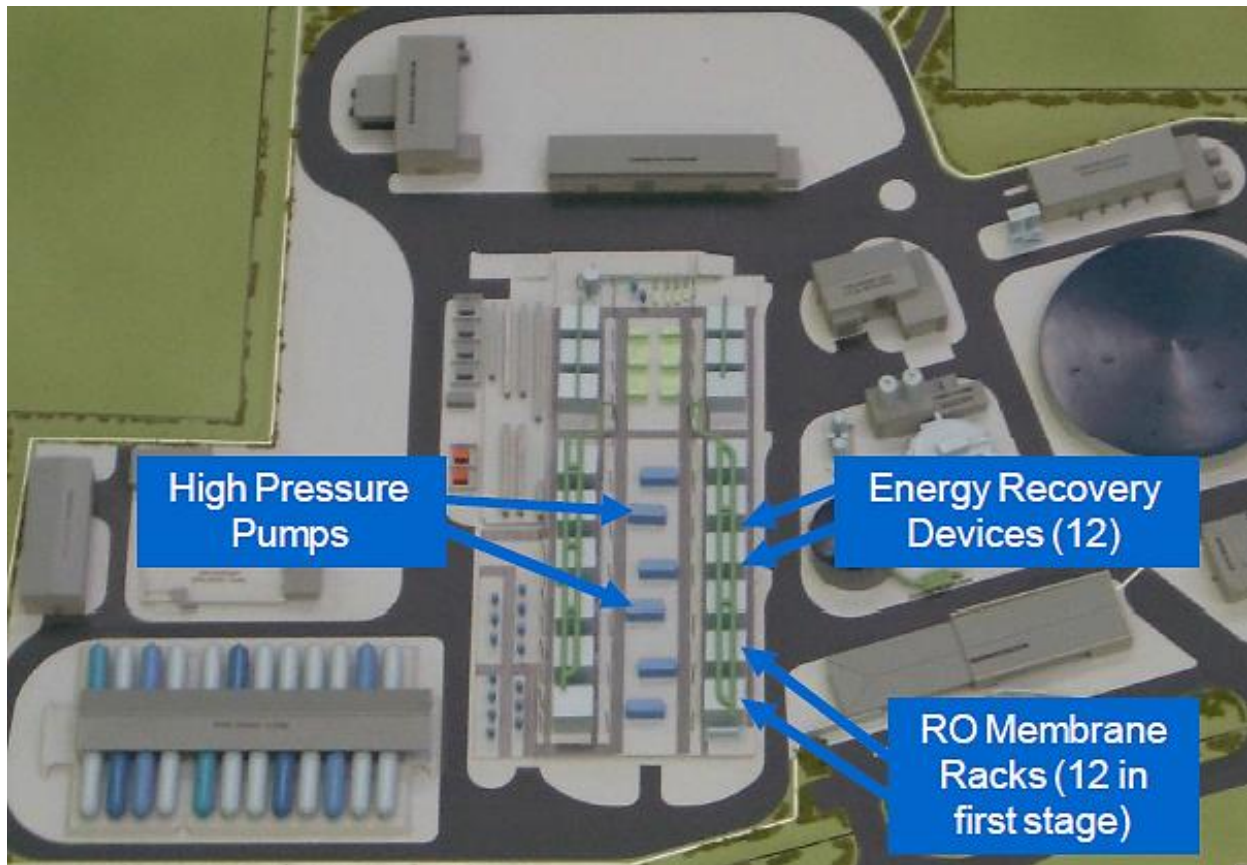


Figura 1.14. Rendering relativo all'interno della struttura adibita al contenimento della sezione di osmosi inversa. Le pompe di alta pressione di alimentazione alle membrane di osmosi inversa sono collocate al centro, ai lati sono posizionati i vessel contenenti le membrane di osmosi inversa, alloggiati su un apposito telaio. Accanto a quest'ultimi sono presenti i dispositivi di recupero energetico. (Alizadehfard, 2012)

2. TEORIA DEL PROCESSO DI OSMOSI INVERSA PER LA DISSALAZIONE DI ACQUA DI MARE

2.1. Osmosi e osmosi inversa

2.1.1. Principio teorico

Il processo di osmosi inversa per la dissalazione dell'acqua si avvale dell'utilizzo di una membrana semipermeabile per separare l'acqua dai sali in essa contenuti. La membrana semipermeabile permette il flusso di acqua ma limita il flusso di sali.

L'acqua da dissalare da un comparto alimentazione ed è forzata a fluire attraverso la membrana semipermeabile, producendo così un flusso di acqua dissalata, mentre i sali saranno trattiene nel comparto di alimentazione.

Dunque la membrana semipermeabile si trova ad essere interposta tra un flusso di acqua ad elevata concentrazione di Sali, e un flusso di acqua a bassa concentrazione di Sali: in questa situazione per un fenomeno naturale di osmosi l'acqua tenderebbe a fluire dal comparto a bassa concentrazione al comparto ad elevata concentrazione, al fine di portare le due soluzioni alla stessa salinità, e ristabilire così l'equilibrio termodinamico tra le due soluzioni.

Al fine di forzare il passaggio di acqua salata attraverso la membrana semipermeabile e garantire così la produzione di un flusso d'acqua dissalata il processo di osmosi inversa deve pertanto invertire questa tendenza naturale, alimentando ad elevata pressione idraulica il flusso di acqua da dissalare.

Come schematizzato in *Figura 2.1*, l'acqua di mare da dissalare è alimentata ad elevata pressione (tipicamente 50 – 70 bar) alle membrane di osmosi:

- parte di essa permea attraverso la membrana, andando a costituire un prodotto a bassa concentrazione di Sali detto permeato
- parte permane all'interno del canale di alimentazione assieme ai Sali reietti, andando a costituire il residuo del processo detto concentrato, caratterizzato da elevata concentrazione di soluti

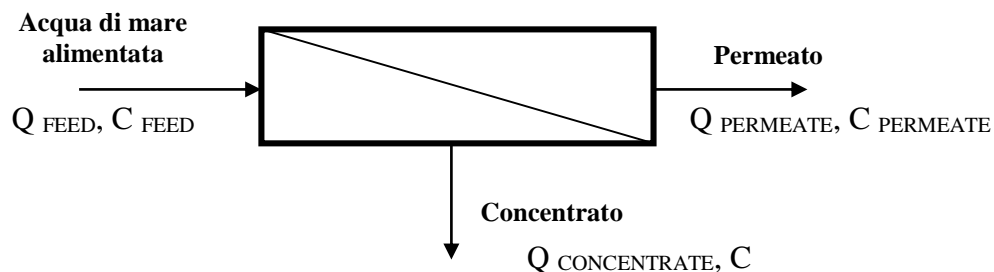


Figura 2.1. Schema del processo di osmosi inversa: parte dell'acqua di mare alimentata al processo parte permea attraverso la membrana, andando a costituire un prodotto a bassa concentrazione di Sali detto permeato, parte permane all'interno del canale di alimentazione assieme ai Sali reietti, andando a costituire il residuo del processo detto concentrato. .

La pressione osmotica di una soluzione si ricava come:

$$\pi = R \cdot T \cdot \sum_{i=1}^n C_i \quad (2.1)$$

dove:

π : pressione osmotica della soluzione [bar]

R: costante universale dei gas: $0,083145 \frac{L \cdot mol}{bar \cdot K}$

T: temperatura [K]

$\sum_{i=1}^n C_i$: somma della concentrazione molare di tutte le n specie in soluzione

Per effettuare un calcolo speditivo della pressione osmotica, in alternativa alla (2.1) è possibile impiegare in via approssimativa delle relazioni che talora sono di derivazione empirica.

Ad esempio in *Gebel et al., 2008* è indicata la seguente relazione per il calcolo della pressione osmotica:

$$\pi = 0,8 \cdot C_{NaCl} \quad (2.1.bis)$$

dove C_{NaCl} è la concentrazione di NaCl espressa in g/L, mentre π è la pressione osmotica [bar].

In *El-Dessouky, Ettouney, 2002* è indicata la seguente relazione empirica per il calcolo della pressione osmotica dell'acqua di mare:

$$\pi = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot TDS \quad (2.1.ter)$$

dove:

π : pressione osmotica della soluzione [bar]

TDS: Total Dissolved Solids [ppm]

Dalla (2.1.ter) segue che un'acqua di mare con salinità 40.000 ppm, come potrebbe essere ad esempio per alcune zone del Mar Mediterraneo, avrà una pressione osmotica di 30,3 bar.

Parametri importanti per la descrizione delle prestazioni del processo sono il fattore di recupero, detto *recovery*, e il tasso di reiezione dei soluti, detto *Rejection*.

Il *recovery* è definito come la frazione dell'acqua alimentata che permea attraverso la membrana, andando a costituire il permeato:

$$recovery = \frac{Q_P}{Q_F} \quad (2.2)$$

dove:

Q_P : portata di permeato prodotta [m³/h]

Q_F : portata di acqua alimentata al processo [m³/h]

In processi di osmosi inversa applicati ad acqua di mare il *recovery* relativo all'intero processo è tipicamente del 35 – 50%, mentre per applicazioni su acque salmastre il *recovery* è superiore (*M. Wilf, 2007*).

Il *Rejection* è definito come:

$$Rejection = 1 - \frac{C_P}{C_F} \quad (2.3)$$

dove:

C_P : concentrazione di soluti nel permeato [mg/L]

C_F : concentrazione di soluti nell'acqua alimentata al processo [mg/L]

Il *Rejection* può essere espresso come frazione o come percentuale, e può essere riferito ad un soluto in particolare oppure alla salinità nel suo complesso. Le membrane di osmosi inversa sono in grado di realizzare fino al 99% di *Rejection* degli ioni monovalenti, e superiore per i divalenti (*MWH, 2005*).

Il complemento a 1 (o a 100 in caso in cui il *Rejection* sia espresso in termini percentuali) del *Rejection* è il *Salt Passage*, definito come:

$$Salt Passage = \frac{C_P}{C_F} = 1 - Rejection \quad (2.4)$$

dove:

C_P : concentrazione di soluti nel permeato [mg/L]

C_F : concentrazione di soluti nell'acqua alimentata al processo [mg/L]

Considerando un generico elemento di membrana (cf. *Figura 2.1*) è possibile applicare il seguente bilancio in massa relativo ai soluti:

$$C_F \cdot Q_F = C_P \cdot Q_P + C_C \cdot Q_C \quad (2.5)$$

Dalla (2.2) e dalla (2.3) segue che:

$$Q_P = r \cdot Q_F \quad (2.5.a)$$

$$Q_C = (1 - r) \cdot Q_F \quad (2.5.b)$$

$$C_P = (1 - Rej) \cdot C_F \quad (2.5.c)$$

$$C_C = \frac{C_F \cdot (1 - (1 - Rej) \cdot r)}{1 - r} \quad (2.5.d)$$

Dove r e Rej indicano rispettivamente *recovery* e *Rejection*.

Quanto risulta dalle precedenti relazioni è riportato nello schema di *Figura 2.2*.

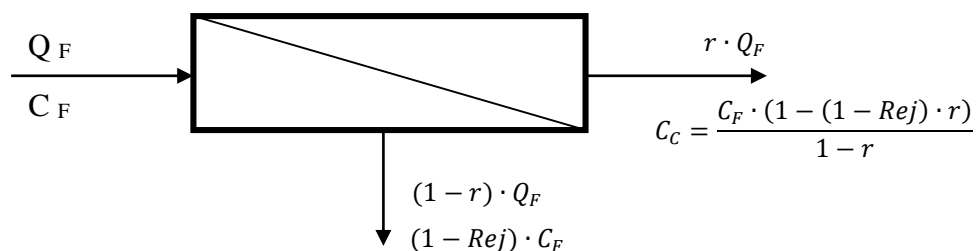


Figura 2.2. Bilancio in massa relativo ad un generico elemento di membrana, dove Q_F è la portata di acqua alimentata, r e Rej indicano rispettivamente il *recovery* e il *Rejection* relativi all'elemento di membrana, così come definiti rispettivamente dalla (2) e dalla (3).

2.1.2. Relazione tra pressione osmotica e recovery

Poiché uno dei principali parametriche controllano il processo è il *recovery*, definito dalla (2.2), è utile ricavare la pressione osmotica del concentrato a vari livelli di concentrazione di sali, che dipende dal *recovery*.

Come visto nella 1.bis e nella 1.ter la pressione osmotica π può essere ricavata in via approssimativa come:

$$\pi = b \cdot C \quad (2.6)$$

dove:

b : costante di proporzionalità, pari circa a 8

C : concentrazione percentuale di sali [w/w]

Pertanto, ipotizzando un *Rejection* del 100%, vale che:

$$\frac{\pi_{sea}}{\pi_{conc}} = \frac{\cancel{b} \cdot C_{sea}}{\cancel{b} \cdot C_{conc}} = \frac{m_{sea}/V_{sea}}{m_{sea}/V_{conc}} = \frac{V_{conc}}{V_{sea}} \quad (2.7)$$

dove m_{sea} è la massa assoluta di sali, che ipotizzando un *Rejection* del 100% rimane identica nel concentrato e nell'acqua di mare in quanto:

$$m_{sea} = m_{conc} + \cancel{m_{perm}} = m_{conc} \quad (2.8)$$

Rejection 100%

Quindi:

$$\frac{\pi_{sea}}{\pi_{conc}} = \frac{V_{conc}}{V_{sea}} = \frac{V_{sea} - V_{perm}}{V_{sea}} = 1 - recovery \quad (2.9)$$

da cui:

$$\pi_{conc} = \frac{\pi_{sea}}{1-recovery} \quad (2.10)$$

Ciò significa che se il *recovery* è basso, allora anche π_{conc} è basso. Al contrario un *recovery* alto, cioè una elevata percentuale di permeato per unità di acqua di mare trattata, implicherà una elevata π_{conc} , con elevata richiesta energetica.

Allo scopo di realizzare il processo di osmosi inversa la pressione idraulica nel comparto di alimentazione deve essere superiore alla pressione osmotica della soluzione. Ipotizzando che il permeato si trovi a pressione atmosferica e che abbia una salinità nulla, la minima pressione idraulica $P_{th\ min}$ teoricamente necessaria a controbilanciare il flusso di acqua per osmosi è pari alla pressione osmotica del concentrato:

$$P_{th\ min} = \pi_{conc} \quad (2.11)$$

dove π_{conc} è desunta dalla (2.10).

In *Figura 2.3* è plottata la pressione minima teorica (2.11) in funzione del *recovery* del processo RO.

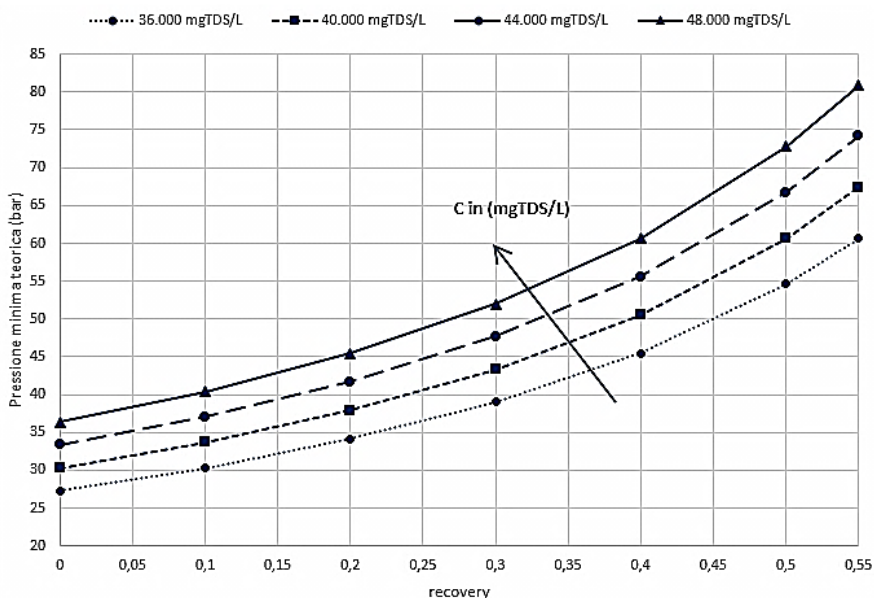


Figura 2.3. Pressione minima teoricamente necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato in funzione della salinità dell'acqua alimentata al processo RO. La pressione minima teorica è la pressione idraulica minima teoricamente necessaria a compensare la pressione osmotica del concentrato, secondo la (2.11).

Una singola membrana produce un *recovery* solitamente inferiore al 10%, però l'intero Pressure Vessel che è costituito in genere da 6 – 7 membrane in serie è progettato per avere un *recovery* attorno al 35 – 50%. L'assemblaggio in serie implica di fornire la stessa pressione idraulica, che si manterrà circa costante in tutto il vessel e per tutte le membrane, a meno di piccole perdite, mentre l'aumento di concentrazione salina dal lato feed tra le prime e le ultime membrane implica un sensibile aumento della pressione osmotica dallo stesso lato feed.

Per un *recovery* del 50% si avrà nelle ultime membrane una pressione osmotica circa doppia di quella dell'acqua di mare alimentata alle prime membrane.

Poiché il flusso di permeato prodotto da ciascuna membrana è direttamente proporzionale alla pressione efficace P_{eff} , definita come:

$$P_{eff} = P_{idraulica} - \pi_i \quad (2.12)$$

dove π_i è la pressione osmotica dal lato feed di ogni membrana, di fatto vi è una produzione di permeato molto alta nelle prime membrane e molto basse nelle ultime membrane. Il recovery totale del vessel è così il risultato mediato dei recovery delle singole membrane, mentre il valore di pressione idraulica da fornire a tutto il vessel è comandato dall'ultima membrana.

2.2. Caratteristiche delle membrane per applicazioni RO

2.2.1. Materiale costituente le membrane

Le prestazioni delle membrane sono fortemente influenzate dalle caratteristiche chimiche e fisiche del materiale costituente.

Il materiale ideale per le membrane dovrebbe essere in grado di produrre elevato flusso di acqua e allo stesso tempo essere altamente selettivo, dovrebbe essere poco suscettibile a intasamento e sporcamento (Fouling), dovrebbe essere fisicamente resistente, chimicamente stabile e non biodegradabile, e deve essere economico (MWH, 2005).

Nel corso del tempo la ricerca si è dunque occupata di trovare materiali che potessero rispondere il più possibile a tali caratteristiche.

I materiali attualmente più utilizzati per le membrane sono:

- acetato di cellulosa
- poliammide

2.2.1.1. Membrane in acetato di cellulosa (CA)

Essendo costituite da acetato di cellulosa (CA), idrofilo per sua natura, queste membrane sono ben permeabili all'acqua, e minimizzano il rischio fouling (MWH, 2005).

Tuttavia l'acetato di cellulosa tende a idrolizzare in acqua secondo la reazione riportata in *Figura 2.4*.

Poiché la reazione di idrolisi porta alla formazione di un acido carbossilico e di un alcol, allora la reazione di equilibrio riportata in *Figura 4* sarà favorita nel senso di idrolisi a pH alto o a pH basso.

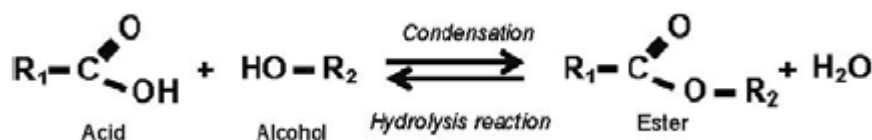


Figura 2.4. Reazione di equilibrio relativa all'acetato di cellulosa. Tale reazione sarà favorita nel senso di idrolisi a pH basso e a pH alto, poiché porta alla produzione di alcol e di acido carbossilico (Fritzmann et al., 2006).

Esiste infatti una finestra operativa ottimale di pH compreso tra 4 e 5 entro la quale la velocità della reazione di idrolisi risulta limitata (*Figura 2.5*).

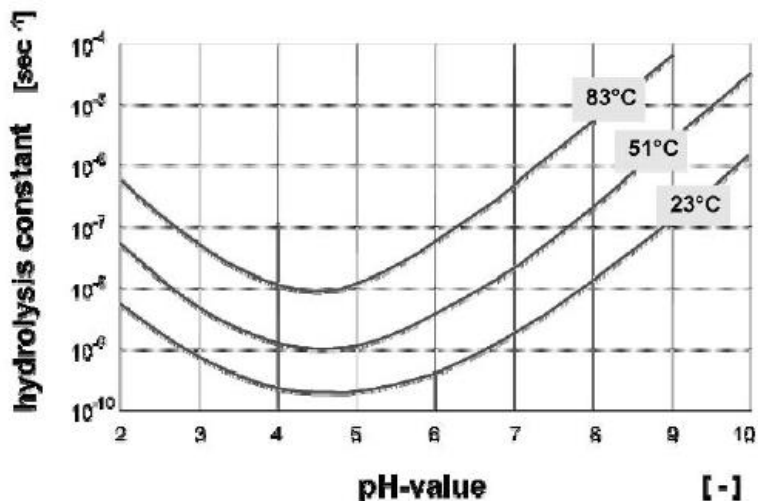


Figura 2.5. Rapidità della reazione di idrolisi dell'acetato di cellulosa in funzione del pH e della temperatura. Tale reazione è favorita a pH basso e a pH alto, poiché porta alla produzione di alcol e di acido carbossilico. Inoltre l'incremento di temperatura favorisce ulteriormente la rapidità della suddetta reazione. (Fritzmann et al., 2007)

Infatti a pH 4 – 5 la vita utile delle membrane è di 4 anni. A pH 1 e a pH 9 la vita utile delle membrane è invece ridotta a pochi giorni. A pH 6, circa il valore tipico operativo di quando erano diffuse le membrane in acetato di cellulosa, la loro vita utile è di circa 2,5 anni. (Figura 2.6)

pH value	Membrane life time
4–5	4 years
6	2,5 years
1 and 9	Couple of days

Figura 2.6. Vita utile delle membrane in acetato di cellulosa in funzione del pH. Data la reazione in Figura 4, la vita utile delle membrane è molto bassa a pH basso e a pH alto, mentre è massima a pH 4 – 5 (Fritzmann et al., 2007).

Le membrane in CA hanno una struttura asimmetrica: sono costituite da una zona porosa (strato poroso) e una zona non porosa, che ha le proprietà selettive ed è pertanto detta strato attivo (MWH, 2005), come si può osservare in Figura 7. Lo strato attivo è rivolto verso il lato feed, mentre lo strato poroso è rivolto verso il lato permeato.

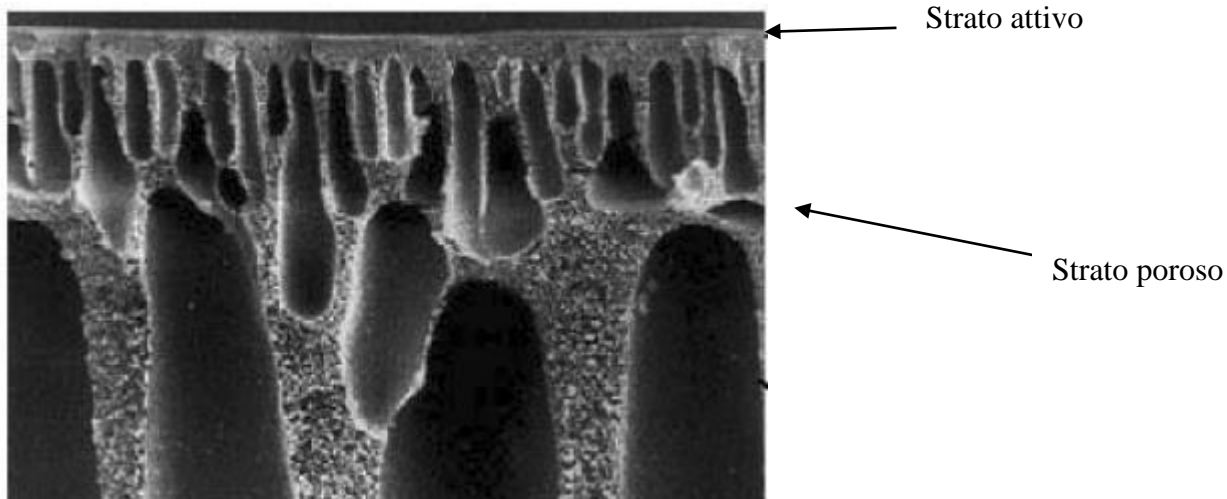


Figura 2.7. Vista al microscopio del profilo della membrana in CA. Si osservi la struttura asimmetrica, costituita da una zona porosa (strato poroso) e da una zona non porosa, che ha le proprietà selettive ed è pertanto detta strato attivo. (Fritzmann et al., 2007).

Le membrane in CA non tollerano temperature superiori a 30°C (MWH, 2005).

Dal punto di vista strutturale le membrane in CA non sono particolarmente resistenti (MWH, 2005) e condizioni operative di elevata pressione ne portano alla compattazione e di conseguenza ad una significativa riduzione di permeabilità, fenomeno accelerato dalle elevate temperature (Fritzmman et al., 2007).

Il materiale costituente le membrane inoltre è suscettibile di biodegradazione e non tollera una concentrazione di cloro libero superiore a 1 mg/L.

2.2.1.2. Membrane in poliammide (PA)

Le membrane poliammidiche (PA) sono chimicamente e fisicamente più stabili delle membrane in CA, non idrolizzano in acqua, tollerano valori di pH compresi in un range 3 – 11 e sono praticamente immuni a degradazione biologica. Inoltre nelle stesse condizioni di pressione di esercizio e temperatura mostrano una maggior produzione di permeato a un maggior *Rejection* rispetto alle membrane in CA. (MWH, 2005).

Per contro le membrane in PA sono meno tolleranti alla presenza di ossidanti, come ozono e cloro libero, tanto da non ammetterne la presenza.

Avendo una superficie più rugosa e avendo un carattere maggiormente idrofobo le membrane in PA sono maggiormente suscettibili a Particulate Fouling e Biofouling.

Le membrane in PA sono tipicamente assemblate in una struttura composita (Figura 2.8), costituita da uno strato attivo in poliammide, responsabile della selettività, e da uno strato di supporto strutturale tipicamente in polietereosolfone. Quest'ultimo è uno strato poroso, tipicamente dalla porosità simile a quella delle membrane di Ultrafiltrazione, e fornisce una bassa resistenza al flusso (Fritzmman et al., 2007). Queste membrane hanno una maggior resistenza meccanica e sono meno suscettibili a compattazione rispetto alle membrane in CA (Fritzmman et al., 2007).

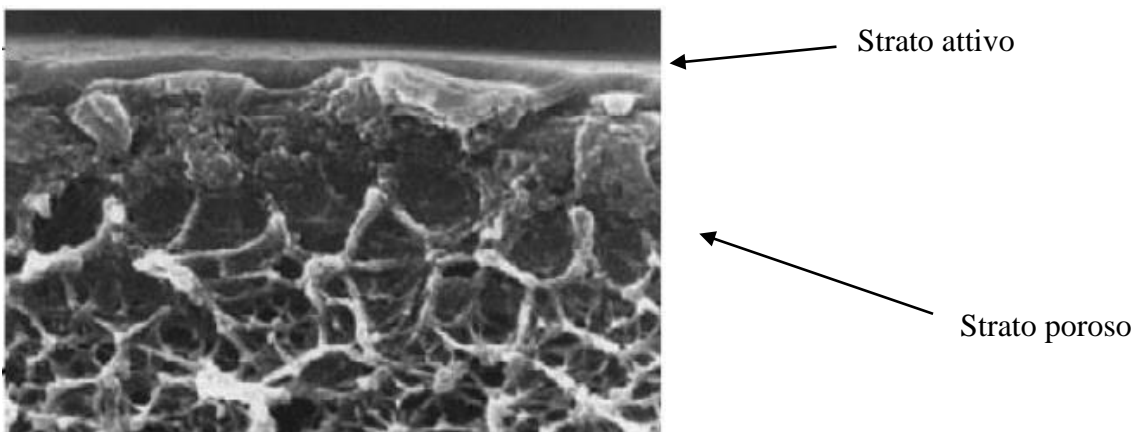


Figura 2.8. Vista al microscopio del profilo della membrana composita in PA. Si osservi la zona porosa (strato di supporto in Polietereosolfone) e lo strato attivo in PA. (Fritzmman et al., 2007).

Le membrane poliammidiche si sono sviluppate successivamente alle membrane in CA, e date le migliori prestazioni, la maggior stabilità chimica e fisica e la maggior resistenza meccanica ne hanno preso il posto, tanto da essere attualmente le membrane di più diffuso utilizzo.

2.2.2. Configurazione dei moduli di membrana

La configurazione di membrana di più diffuso utilizzo in passato era quella a fibre cave capillari. Il flusso di permeato è dall'interno verso l'esterno della fibra cava, le cui estremità sono fissate ad un unico supporto adibito alla fuoriuscita del permeato (Figura 2.9.a).

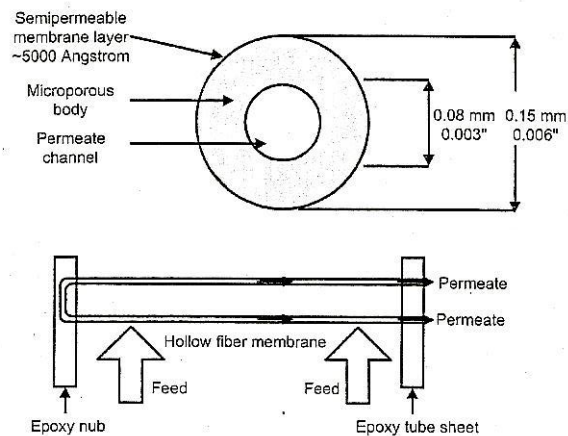


Figura 2.9.a. Sezione della fibra cava capillare e schematizzazione del flusso di acqua nei moduli a fibre cave capillari (M.Wilf, 2007).

Alcune migliaia di fibre cave sono assemblate all'interno di un modulo. L'acqua di mare è alimentata da un tubo centrale forato e percorre trasversalmente il modulo di membrana. Il permeato prodotto segue il percorso indicato in Figura 2.9.b, mentre il flusso di concentrato è scaricato dal lato opposto rispetto al permeato (Figura 2.9.b).

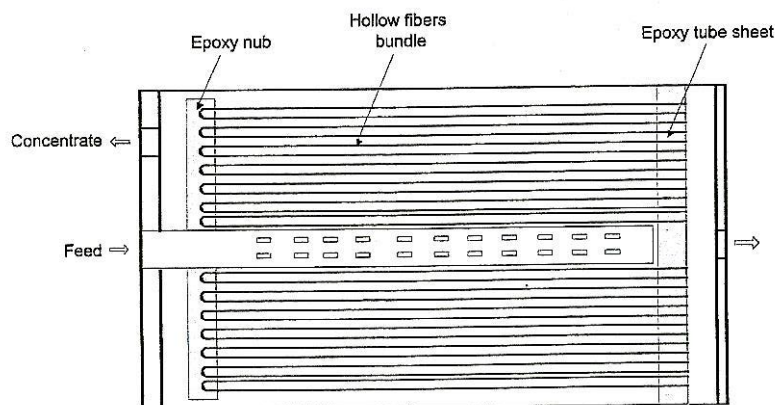


Figura 2.9.b. Schematizzazione del modulo contenente le fibre cave capillari, con identificazione dei flussi di alimento, di permeato e di concentrato (M.Wilf, 2007).

Nella configurazione a fibre cave non è possibile operare con elevato flusso di permeato ma il modulo è dotato di elevata compattezza, ossia elevato rapporto superficie di membrana/volume. (MWH, 2005)
I moduli a fibre cave sono facilmente suscettibili al Fouling e pertanto sono applicabili nelle situazioni in cui l'acqua di alimento sia di buona qualità dal punto di vista della torbidità e del potenziale Biofouling. Sono realizzate in acetato di cellulosa oppure in materiale poliammidico in forma asimmetrica. (M.Wilf, 2007)
È necessario mantenersi con un *recovery* inferiore al 50% onde limitare eccessivi fenomeni di polarizzazione, più difficilmente controllabili che nella configurazione a spirale avvolta, descritta di seguito (M.Wilf, 2007).

La configurazione di membrana di più diffuso utilizzo attualmente è quella a spirale avvolta (spiral wound), che rispetto alla configurazione a fibre cave capillari presenta una maggior permeabilità e una maggior semplicità costruttiva (e dunque una maggior economicità), ma al contempo una minor compattezza (Fritzmann et al., 2007).

La configurazione a spirale avvolta è così delineata. Due fogli di membrana sono separati da uno strato poroso per il drenaggio del permeato, il quale è collegato ad un tubo forato necessario per l'allontanamento del permeato (Figura 2.10). Il foglio piano così realizzato è detto lamina.

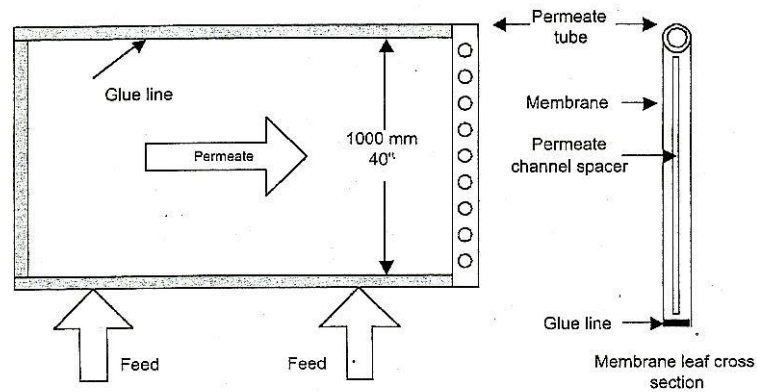


Figura 2.10. Illustrazione delle lamine base costituenti il modulo di membrana nella configurazione a spirale avvolta: due fogli di membrana sono separati da uno strato poroso per il drenaggio del permeato, il quale è collegato ad un tubo forato necessario per l'allontanamento del permeato (M.Wilf, 2007).

La lamina è avvolta a spirale attorno al tubo centrale per il collettamento del permeato. Prima di arrotolare la lamina su di essa è disposta una rete detta rete spaziatrice: a seguito dell'operazione di arrotolamento questa sarà chiusa tra due strati di membrana e costituirà pertanto il canale per il flusso di alimento o per il flusso di concentrato (Figura 2.11). L'acqua di mare è alimentata da una delle due estremità del modulo di membrana e percorre il canale ricavato dalla membrana spaziatrice: parte dell'acqua permea attraverso la membrana e va a costituire il permeato, mentre parte permane all'interno della membrana andando a costituire il concentrato. Il permeato è collettato mediante lo strato poroso collocato tra le due membrane nella lamina sino al tubo centrale. Il flusso di concentrato esce dal lato opposto all'alimento.

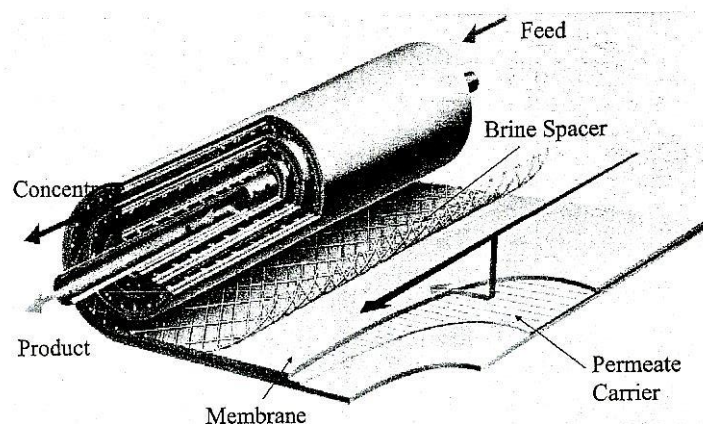


Figura 2.11. Illustrazione del modulo a spirale avvolta (spiral wound). Prima dell'operazione di arrotolamento la rete spaziatrice è collocata sopra alla lamina allo scopo di creare il canale necessario per il flusso di alimento e di concentrato. L'acqua di mare è alimentata da una delle due estremità del modulo di membrana e percorre il canale ricavato dalla membrana spaziatrice: parte dell'acqua permea attraverso la membrana e va a costituire il permeato, mentre parte permane all'interno della membrana andando a costituire il concentrato. Il permeato è collettato mediante lo strato poroso collocato tra le due membrane nella lamina sino al tubo centrale. Il flusso di concentrato esce dal lato opposto all'alimento. (M.Wilf, 2007).

Per consentire il flusso di acqua all'interno del canale di alimento la rete spaziatrice è organizzata su due livelli, come in *Figura 2.12*. Inoltre la rete spaziatrice, grazie alla sua configurazione, consente di indurre la turbolenza necessaria a contenere il fenomeno della polarizzazione (*Paragrafo 2.4*).

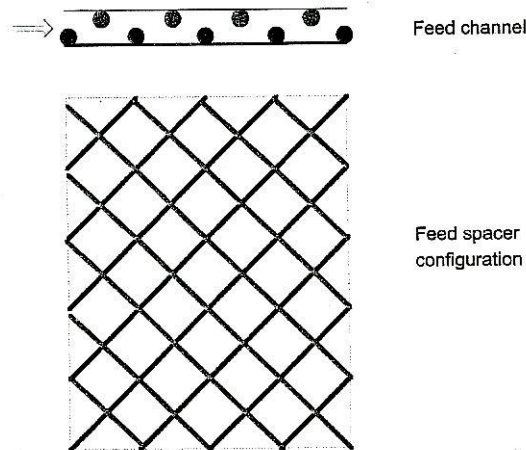


Figura 2.12. Rappresentazione della rete spaziatrice necessaria a creare il canale per il flusso dell'acqua di alimento e del concentrato: vista laterale (figura in alto), vista dall'alto (figura in basso). Poiché la rete spaziatrice è organizzata su due livelli crea il canale per il flusso dell'acqua di alimento e del concentrato. Inoltre la rete spaziatrice, grazie alla sua configurazione, consente di indurre la turbolenza necessaria a contenere il fenomeno della polarizzazione. (M. Wilf, 2007)

Le membrane utilizzate nei grandi dissalatori per acqua di mare sono a spirale avvolta, hanno una lunghezza di 1.016 mm e un diametro di 8" (20,32 cm), per una superficie complessiva della membrana pari a 35 – 41 m².

Più membrane (6 – 8 per applicazioni in grandi dissalatori per acqua di mare) sono assemblate in un Pressure Vessel realizzato in fibra di vetro resina (*Figura 2.13*). L'intero impianto opera con più Pressure Vessels in parallelo.

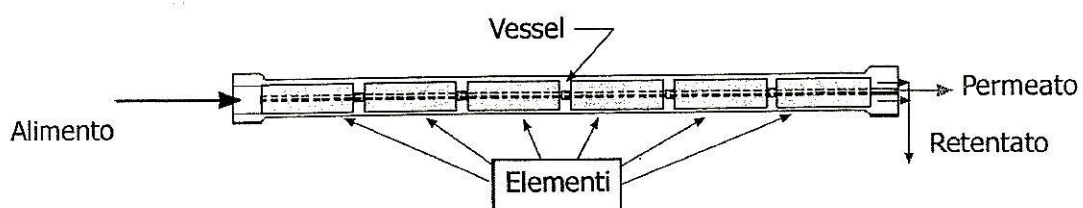


Figura 2.13. Assemblaggio in serie delle membrane (elementi) all'interno di un Pressure Vessel. Per applicazioni in grandi impianti di dissalazione di acqua di mare tipicamente 6 – 8 elementi di membrana sono assemblati in un Pressure Vessel realizzato in fibra di vetro resina.

2.3. Modellistica del processo di osmosi inversa

2.3.1. Formule di interesse

In questa sezione verrà illustrato un approccio matematico per la descrizione della dinamica del processo di osmosi inversa, al fine di poter valutare l'influenza dei parametri operativi sulle prestazioni del processo. Sono stati sviluppati diversi modelli per la descrizione del flusso di acqua e di soluti attraverso la membrana osmotica. Esistono ancora alcuni punti di controversia riguardo a quale sia l'effettiva dinamica di permeazione attraverso la membrana. Il punto di maggior controversia riguarda il fatto se le membrane siano dotate o meno di pori, e dunque se vi sia o meno un accoppiamento tra il flusso di acqua e il flusso di soluti. (MWH, 2005).

Un approccio descrittivo più generico prende in considerazione una permeazione non esclusivamente di tipo diffusivo, contemplando anche l'eventuale presenza di porosità, e quindi di un certo effetto di accoppiamento tra il flusso di acqua e di soluto dovuto ad un trasporto advettivo del soluto attraverso le porosità eventualmente presenti nella membrana.

Nel processo di osmosi inversa il flusso di acqua attraverso la membrana è dato dalla risultante tra due forzanti di segno opposto:

- il gradiente di pressione idraulica, che tende a far fluire l'acqua dal comparto di alimentazione al permeato
- il gradiente di pressione osmotica, che tende a far fluire l'acqua dal comparto di minor pressione osmotica (il permeato) al comparto di maggior pressione osmotica (il comparto di alimentazione)

Ne deriva che il flusso specifico di permeato, portata volumetrica di permeato per unità di superficie di membrana, sarà dato dal prodotto tra un coefficiente di permeabilità della membrana e la risultante tra il gradiente di pressione idraulica e il gradiente di pressione osmotica, come evidente nella seguente relazione (Spiegler and Kedem, 1966):

$$J_w = \kappa_w \cdot \left(\frac{dP}{dx} - \sigma \cdot \frac{d\pi}{dx} \right) = \frac{\kappa_w}{s} \cdot (\Delta P - \sigma \cdot \Delta\pi) \quad (2.13)$$

dove:

J_w : flusso specifico di permeato attraverso la membrana $\left[\frac{l}{m^2 \cdot h} \right]$

κ_w : coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua $\left[\frac{l}{m \cdot h \cdot bar} \right]$

$\frac{dP}{dx}$: gradiente di pressione idraulica attraverso la membrana [bar/m]

$\frac{d\pi}{dx}$: gradiente di pressione osmotica attraverso la membrana [bar/m]

σ : coefficiente di riflessione di Staverman [adimensionale], misura del grado di accoppiamento tra flusso di solvente e di soluti attraverso la membrana, e dunque della selettività della membrana ai Sali; può assumere tipicamente valori compresi tra 0 e 1

s : spessore della membrana

ΔP : differenza di pressione idraulica tra canale di alimentazione e permeato [bar]

$\Delta\pi$: differenza di pressione osmotica tra canale di alimentazione e permeato [bar], dove la pressione osmotica delle due soluzioni è desumibile dalla (2.1), o in via approssimativa dalla (2.1.ter)

Si osservi nella (2.13) che la pressione utile al flusso di acqua attraverso la membrana è il termine $\Delta P - \sigma \cdot \Delta\pi$.

Il coefficiente di riflessione σ rappresenta una misura del grado di accoppiamento tra flusso di solvente e di soluti attraverso la membrana, e quindi della selettività della membrana al passaggio dei soluti (Kim et al., 2007). È un parametro caratteristico della membrana e dello specifico soluto, ma nella (2.13) è utilizzato con riferimento alla salinità nel suo complesso.

Il coefficiente di riflessione assume in genere valori compresi tra 0 e 1 (Kim et al., 2007):

- se σ vale 0 significa che la membrana non è affatto selettiva nei confronti del soluto, e pertanto il flusso di solvente attraverso la membrana risulta perfettamente accoppiato al flusso di soluti: è il caso ad esempio di una membrana porosa (Ultrafiltrazione, Microfiltrazione), nella quale non interviene il fenomeno di trattenimento dei Sali
- se σ vale 1 significa che la membrana è altamente selettiva nei confronti del soluto, e pertanto il flusso di soluti attraverso la membrana è esclusivamente di tipo diffusivo essendo completamente disaccoppiato dal flusso di solvente: è la situazione relativa ad una membrana ideale (DWPR, 2008)

Dal punto di vista fisico il coefficiente di riflessione è definito come:

$$\sigma = \left(\frac{\Delta P}{\Delta \pi} \right)_{J_w=0} \quad (14)$$

Date due soluzioni acquose caratterizzate da differente pressione osmotica e separate da una membrana semipermeabile, il rapporto tra la differenza di pressione idraulica da applicare in modo da garantire assenza di flusso ($J_w = 0$) e la differenza di pressione osmotica tra i due comparti è pari a σ . In tale situazione se la membrana semipermeabile fosse assolutamente selettiva nei confronti del soluto, la differenza di pressione idraulica da applicare al fine di evitare il flusso di acqua attraverso la membrana sarebbe esattamente pari alla differenza di pressione osmotica tra le due soluzioni, e di conseguenza σ sarebbe pari a 1. Se invece la membrana semipermeabile non fosse affatto selettiva nei confronti del soluto la differenza di pressione idraulica da applicare al fine di evitare flusso di acqua attraverso la membrana sarebbe nulla, e così anche il coefficiente di riflessione.

Dalla (13) deriva che la differenza di pressione idraulica da applicare al fine di garantire assenza del flusso di acqua per osmosi dal comparto a minor concentrazione di soluti a quello a maggior concentrazione di soluti è pari a $\sigma \cdot \Delta \pi$.

Da un punto di vista macroscopico la (2.13) può essere vista come prodotto due termini:

- uno che individua la forza motrice del processo di osmosi inversa: pressione efficace
- uno indice della propensione della membrana a farsi attraversare dal flusso di acqua: coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua

La pressione efficace P_{eff} , detta anche Net Driving Pressure (NDV), è forza motrice del processo di osmosi inversa, ed è definita come:

$$P_{eff} = \Delta P - \sigma \cdot \Delta \pi \quad (2.15)$$

La pressione idraulica del permeato è all'incirca pari alla pressione atmosferica.

È evidente che per far fluire l'acqua nella direzione desiderata, cioè dal comparto di alimentazione al permeato, è necessario applicare una pressione idraulica nel canale di alimentazione tale per cui il termine di pressione efficace assuma segno positivo: la differenza di pressione idraulica tra il comparto di alimentazione e il permeato deve dunque essere maggiore di $\sigma \cdot \Delta \pi$.

Si osservi nella (2.15) che, a parità di altre condizioni, al diminuire del coefficiente di riflessione σ aumenta la pressione efficace, tanto che per una membrana di Ultra Filtrazione o Microfiltrazione (dove σ assume valore 0) la pressione efficace è data solo dalla differenza di pressione idraulica transmembrana (TMP).

Il coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua $K_w \left[\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar} \right]$ è definito come:

$$K_w = \frac{\kappa_w}{s} \quad (2.16)$$

Tale parametro esprime la propensione della membrana ad essere attraversata dall'acqua: è funzione delle caratteristiche intrinseche della membrana e della viscosità dell'acqua, ed è indipendente dai parametri operativi del processo (fuorché la temperatura), i quali sono invece inclusi nel termine di pressione efficace. K_w definisce il flusso specifico di permeato che si otterrebbe con una pressione efficace pari a 1 bar. Sulla base di queste considerazioni la (2.13) può essere riscritta come:

$$J_w = K_w \cdot P_{eff} \quad (2.17)$$

dove:

K_w : coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua $[\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}]$

P_{eff} : pressione efficace [bar]

Il flusso di soluti dal canale di alimentazione al permeato risulta dai fenomeni di:

- diffusione attraverso lo strato attivo membrana, la cui forza motrice è data dal gradiente di concentrazione del soluto attraverso la membrana
- trasporto advettivo ad opera del flusso di acqua attraverso le porosità eventualmente presenti nella membrana

Il termine diffusivo risulta dal prodotto tra un coefficiente di permeabilità della membrana ai Sali e il gradiente di concentrazione dei Sali attraverso la membrana, forza motrice del fenomeno diffusivo. La presenza del termine advettivo e il suo grado di incidenza sul flusso di soluti dipende essenzialmente dal grado di accoppiamento tra soluto e solvente, quantificato dal coefficiente di riflessione σ . Se σ vale 1 non avviene trasporto advettivo, e dunque il flusso di soluto attraverso la membrana è dato dal solo effetto diffusivo. Se σ vale 0 il flusso di soluto è perfettamente accoppiato al flusso di solvente, e pertanto il trasporto advettivo assume grande importanza relativa, tanto da essere in genere preponderante rispetto al termine diffusivo.

Il flusso specifico di soluti attraverso la membrana J_s , portata massica di soluti per unità di superficie di membrana, può dunque essere espresso come (Spiegler and Kedem, 1966):

$$J_s = \kappa_s \cdot \left(\frac{dC}{dx}\right) + (1 - \sigma) \cdot J_w \cdot C \quad (2.18)$$

dove:

J_s : flusso specifico di soluti attraverso la membrana $[\frac{g}{m^2 \cdot h}]$

κ_s : coefficiente di permeabilità della membrana ai Sali $[\frac{m^3}{m \cdot h}]$

$\frac{dC}{dx}$: gradiente di concentrazione di Sali attraverso la membrana $[g/m^3/m]$

C : concentrazione di Sali nel flusso di acqua attraversante la membrana $[g/m^3]$

σ : coefficiente di riflessione di Staverman [adimensionale], misura del grado di accoppiamento tra flusso di solvente e di soluti attraverso la membrana; tipicamente può assumere valori compresi tra 0 e 1

La (2.18) può essere semplificata come segue (Williams, 2003):

$$J_s = \frac{\kappa_s}{s} \cdot \Delta C + (1 - \sigma) \cdot J_w \cdot C_{ML} \quad (2.18.bis)$$

dove, a parte i termini di significato noto:

s : spessore dello strato attivo della membrana [m]

C_{ML} : media logaritmica tra la concentrazione di Sali in prossimità della superficie della membrana nel canale di alimentazione e nel permeato $[g/m^3]$

Il coefficiente di trasferimento di massa relativo ai Sali $K_s [\frac{m}{h}]$ è definito come:

$$K_s = \frac{\kappa_s}{s} \quad (2.19)$$

La (2.18.bis) si modifica dunque come:

$$J_s = K_s \cdot \Delta C + (1 - \sigma) \cdot J_w \cdot C_{ML} \quad (2.18.ter)$$

La concentrazione i Sali nel permeato C_P risulta quindi dal rapporto:

$$C_P = \frac{J_s}{J_w} \quad (2.20)$$

2.3.2. I gradienti lungo l'elemento di membrana

Così come realizzato nelle applicazioni più comuni, dal punto di vista reattoristico il processo di osmosi inversa è assimilabile ad un reattore di tipo Plug Flow: l'acqua è alimentata da una estremità dell'elemento di membrana, fluisce all'interno del canale di alimentazione, man mano parte di essa permea attraverso la membrana, e parte permane all'interno del canale di alimentazione ad una concentrazione di Sali crescente lungo l'elemento di membrana. Pertanto lungo l'elemento di membrana si modificano continuamente la portata di acqua che fluisce all'interno del canale di alimentazione, il contenuto di Sali in essa presenti e la sua pressione idraulica, e di conseguenza tutta una serie di parametri ad essi correlati e che influiscono sulle caratteristiche dei prodotti del processo (permeato e concentrato).

Come schematizzato in *Figura 2.14* si definisce un'ascissa curvilinea (x) che identifica il flusso d'acqua all'interno dell'elemento di membrana.

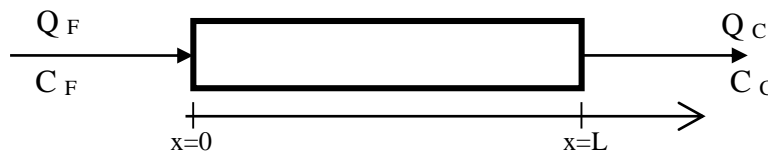


Figura 2.14. Schema relativo ad un elemento di membrana assimilato ad un reattore Plug Flow, dove x è l'ascissa curvilinea che identifica la direzione e il verso del flusso di acqua all'interno del canale di alimentazione della membrana. Con L è indicata la lunghezza dell'elemento di membrana.

Lungo l'elemento di membrana diminuisce la portata di acqua presente all'interno del canale di alimentazione:

$$Q_F(x) = Q(0) - \int_0^L J_w(x) \cdot w \cdot dx \quad (2.21)$$

dove:

$Q_F(x)$: portata d'acqua presente nel canale di alimentazione ad una quota x identificata dall'ascissa curvilinea. Si osservi che $Q(0)$ equivale a Q_F mentre $Q(L)$ equivale a Q_C (cf. *Figura 2.14*)

$J_w(x)$: flusso specifico di permeato ad una quota x identificata dall'ascissa curvilinea x . Come si vedrà in seguito questo termine riduce lungo x , secondo la (2.22)

w : larghezza della superficie utile dell'elemento di membrana

L : lunghezza della superficie utile dell'elemento di membrana

Il flusso specifico di permeato si modifica lungo l'elemento di membrana secondo la seguente relazione, derivante dalla (2.17):

$$J_w(x) = K_w \cdot P_{eff}(x) \quad (2.22)$$

dove:

K_w : coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua [$\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}$], in prima ipotesi si mantiene

costante lungo l'elemento di membrana, poiché funzione esclusivamente delle caratteristiche intrinseche della membrana e della temperatura, in realtà lungo l'elemento di membrana K_w potrebbe subire una riduzione in conseguenza ai fenomeni di fouling

$P_{eff}(x)$: pressione efficace [bar], come si vedrà in seguito questo termine si riduce lungo l'elemento di membrana secondo la (2.18), e di conseguenza si riduce $J_w(x)$

La pressione efficace si modifica lungo l'elemento di membrana secondo la seguente relazione, derivante dalla (2.15):

$$P_{eff}(x) = \Delta P(x) - \sigma \cdot \Delta \pi(x) \quad (2.23)$$

dove:

$\Delta P(x)$: differenza di pressione idraulica tra il canale di alimentazione e il permeato, desumibile dalla (2.18)

σ : coefficiente di riflessione di Staverman, il quale si mantiene in prima ipotesi costante lungo l'elemento di membrana

$\Delta \pi(x)$: differenza di pressione osmotica tra il canale di alimentazione e il permeato, desumibile dalla (2.21)

La differenza di pressione idraulica tra il canale di alimentazione e il permeato si riduce lungo l'elemento di membrana per effetto delle perdite di carico che coinvolgono il flusso di acqua all'interno del canale di alimentazione. Si assume che le perdite di carico del permeato siano trascurabili, in ragione di una ridotta velocità di scorrimento. Sulla base di quanto affermato $\Delta P(x)$ è espresso come:

$$\Delta P(x) = P_F(x) - P_P = [P_F(0) - h_L(x)] - P_P \quad (2.24)$$

dove:

$\Delta P(x)$: differenza di pressione idraulica tra il canale di alimentazione e il permeato

$P_F(x)$: pressione idraulica all'interno del canale di alimentazione, che si riduce lungo x per effetto delle perdite di carico. Si osservi che $P_F(0)$ equivale alla pressione idraulica posseduta dalla soluzione alimentata al processo

P_P : pressione idraulica del permeato, circa pari alla pressione atmosferica, si assumono costanti lungo l'elemento di membrana, per via di una ridotta velocità di scorrimento

$h_L(x)$: perdite di carico all'interno del canale di alimentazione [bar], desumibili dalla (2.25)

Le perdite di carico all'interno del canale di alimentazione sono espresse come:

$$h_L(x) = \int_0^L \delta_{HL} \cdot v^2(x) \cdot dx \quad (2.25)$$

dove:

$\delta_{HL}(x)$: coefficiente di perdita di carico $\left[\frac{\text{bar}}{\text{s}^2 \cdot \text{m}^3} \right]$, che si mantiene in prima ipotesi costante lungo x , anche se in realtà spesso aumenta lungo x per effetto di una maggior scabrezza della membrana in conseguenza a fenomeni di fouling

$v(x)$: velocità dell'acqua all'interno del canale di alimentazione, desumibile dalla (2.26). Essa si riduce lungo x in conseguenza alla riduzione di Q_F

La velocità dell'acqua all'interno del canale di alimentazione si ricava come:

$$v(x) = \frac{Q_F(x)}{\text{sezione del canale di alimentazione}} = \frac{Q_F(x)}{w \cdot h} \quad (2.26)$$

dove h è l'altezza delle fessure di passaggio del canale di alimentazione.

La differenza di pressione osmotica tra canale di alimentazione e permeato $\Delta\pi(x)$, definita secondo la (2.27) aumenta lungo l'elemento di membrana per effetto di un aumento della concentrazione di soluti nel canale di alimentazione. In realtà come si vedrà più avanti lungo x aumenta anche la concentrazione di soluti nel permeato, e dunque la relativa pressione osmotica, tuttavia questo effetto è di intensità ridotta rispetto al precedente, e pertanto lungo x si osserverà complessivamente un aumento di $\Delta\pi$.

$$\Delta\pi(x) = \pi_F(x) - \pi_P(x) \quad (2.27)$$

dove:

$\Delta\pi(x)$: differenza di pressione osmotica tra canale di alimentazione e permeato [bar], aumenta lungo x in conseguenza all'aumento della concentrazione di soluti nel canale di alimentazione

$\pi_F(x)$: pressione osmotica nel canale di alimentazione [bar], che aumenta lungo x in conseguenza all'aumento della concentrazione di soluti nel canale di alimentazione

$\pi_P(x)$: pressione osmotica nel permeato [bar], che aumenta lungo x in conseguenza all'aumento della concentrazione di soluti nel permeato

Il flusso specifico di Sali attraverso la membrana si modifica lungo x secondo la seguente relazione:

$$J_S(x) = K_S \cdot \Delta C(x) + (1 - \sigma) \cdot J_w(x) \cdot C_{ML}(x) \quad (2.28)$$

dove:

K_S : coefficiente di trasferimento di massa relativo ai Sali [m/h], in prima ipotesi si mantiene costante lungo x

$\Delta C(x)$: differenza di concentrazione di soluti tra canale di alimentazione e permeato [g/m³], che aumenta lungo x in conseguenza all'aumento della concentrazione di soluti nel canale di alimentazione

$J_w(x)$: flusso specifico di permeato ad una quota x identificata dall'ascissa curvilinea x . Si riduce lungo x per effetto di una riduzione della pressione efficace

$C_{ML}(x)$: media logaritmica tra la concentrazione di Sali in prossimità della superficie della membrana nel canale di alimentazione e nel permeato [g/m³], desumibile dalla (2.29)

Assumendo in prima ipotesi che la concentrazione di Sali sia costante nel canale di alimentazione, cioè che non vi sia, come in realtà avviene, un aumento di concentrazione di Sali in prossimità della superficie della membrana, il termine $C_{ML}(x)$ si ricava come:

$$C_{ML}(x) = \frac{C_F(x) - C_P(x)}{\ln\left(\frac{C_F(x)}{C_P(x)}\right)} \quad (2.29)$$

dove:

$C_{ML}(x)$: media logaritmica tra la concentrazione di Sali in prossimità della superficie della membrana nel canale di alimentazione e nel permeato [g/m³]

$C_F(x)$: coefficiente di trasferimento di massa relativo ai Sali [m/h], che in prima ipotesi si mantiene costante lungo x

$C_P(x)$: differenza di concentrazione di soluti tra canale di alimentazione e permeato [g/m³], che aumenta lungo x

Come intuibile questo termine aumenta lungo x , essenzialmente per effetto di un aumento della concentrazione di Sali nel canale di alimentazione.

Con riferimento alla (2.28), lungo x aumentano $\Delta C(x)$ e $C_{ML}(x)$, ma diminuisce $J_w(x)$. Tuttavia si può dimostrare che nel complesso $J_s(x)$ aumenti lungo x .

La concentrazione di soluti nel permeato prodotto ad una data quota x si ricava come:

$$C_P(x) = \frac{J_s(x)}{J_w(x)} \quad (2.30)$$

Poiché il flusso specifico di soluti aumenta lungo x e il flusso specifico di permeato diminuisce lungo x , allora la concentrazione di soluti nel permeato aumenta lungo x .

La concentrazione di soluti nel permeato ottenuto complessivamente da tutto l'elemento di membrana si ricava come:

$$C_P = \frac{\int_0^L C_P(x) dx}{L} \quad (2.31)$$

dove L è la lunghezza dell'elemento di membrana e $C_P(x)$ è desumibile dalla (2.30).

La portata di permeato complessiva si ricava come:

$$Q_P = \int_0^L J_w(x) \cdot w \cdot dx \quad (2.32)$$

La portata complessiva di concentrato si ricava come:

$$Q_C = Q_F - Q_P \quad (2.33)$$

La concentrazione di soluti nel concentrato è desumibile dal bilancio in massa della (5):

$$C_C = \frac{C_F \cdot Q_F - C_P \cdot Q_P}{Q_C} \quad (2.34)$$

dove C_P è desumibile dalla (2.31), Q_P dalla (2.32), Q_C dalla (2.33).

La descrizione modellistica del processo di osmosi inversa è finalizzata alla previsione delle portate di permeato e concentrato, e della concentrazione di soluti che caratterizza tali flussi a partire dalla conoscenza di:

- le dimensioni dell'elemento di membrana (w, L, h)
- la portata di acqua alimentata (Q_F) e la concentrazione i soluti in essa presente (C_F)
- la pressione di alimentazione $P_F(x)$
- i coefficienti di trasferimento di massa: quello relativo all'acqua (K_w) e quello relativo ai soluti (K_s)
- altri parametri relativi alla membrana:
 - coefficiente di riflessione σ
 - coefficiente di perdita di carico δ_{HL}

Tale previsione è resa difficoltosa dalla ricorsività delle relazioni sopra individuate. Nel presente lavoro, ai fini della costruzione del foglio di calcolo per la previsione delle prestazioni del processo RO, tale complessità è risolta discretizzando il problema, ossia suddividendo in passi singoli di 10 cm l'elemento di membrana che è lungo circa 1 m e applicando a ciascun passo le suddette relazioni.

Utilizzando questo approccio modellistico si è tentato di prevedere l'andamento di diversi parametri operativi all'interno del Pressure Vessel. Quanto osservato è riportato di seguito.

2.3.3. Le variabili di processo lungo il Pressure Vessel

Dal punto di vista impiantistico gli elementi di membrana sono assemblati in serie di 6 – 8 elementi, all'interno di un Pressure Vessel.

All'interno della canale di alimentazione aumenta la concentrazione di soluti, e così la pressione osmotica. Aumenta anche la concentrazione di soluti nel permeato, e così la relativa pressione osmotica, ma con minor intensità di quanto avvenga per il canale di alimentazione. Ne segue che lungo il Pressure Vessel aumenterà la differenza di pressione osmotica $\Delta\pi$, come si può osservare in *Figura 2.15*.

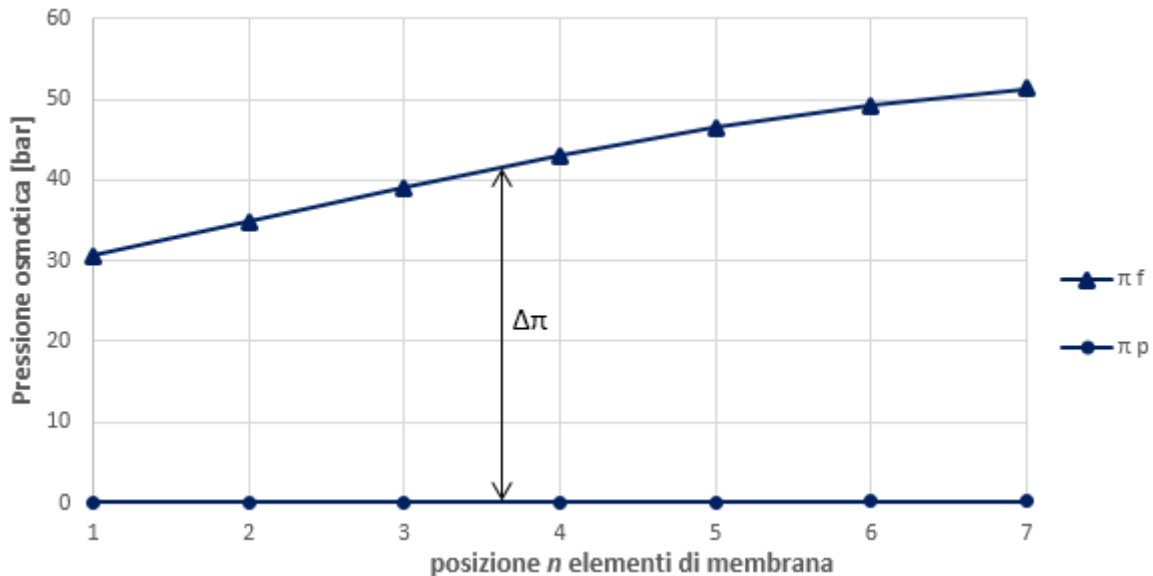


Figura 2.15. Andamento della pressione osmotica nel canale di alimentazione (πf) e della pressione osmotica nel permeato (πp) in 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. In ogni punto la differenza tra πf e πp è la differenza di pressione osmotica tra canale di alimentazione e permeato ($\Delta\pi$). Lungo il Pressure Vessel aumentano sia la concentrazione di soluti nel canale di alimentazione (e quindi πf), sia la concentrazione di soluti nel permeato (e quindi πp), ma nel complesso si osserva comunque un aumento di $\Delta\pi$.

All'interno del canale di alimentazione diminuisce la pressione idraulica per effetto delle perdite di carico, proporzionalmente alla velocità del flusso all'interno del canale di alimentazione. La pressione idraulica del permeato invece si mantiene pressoché costante, in ragione di una ridotta velocità di flusso.

Ne segue che la differenza di pressione idraulica tra il canale di alimentazione e il permeato (ΔP) diminuisce lungo il Pressure Vessel, come evidenziato in *Figura 2.16*.

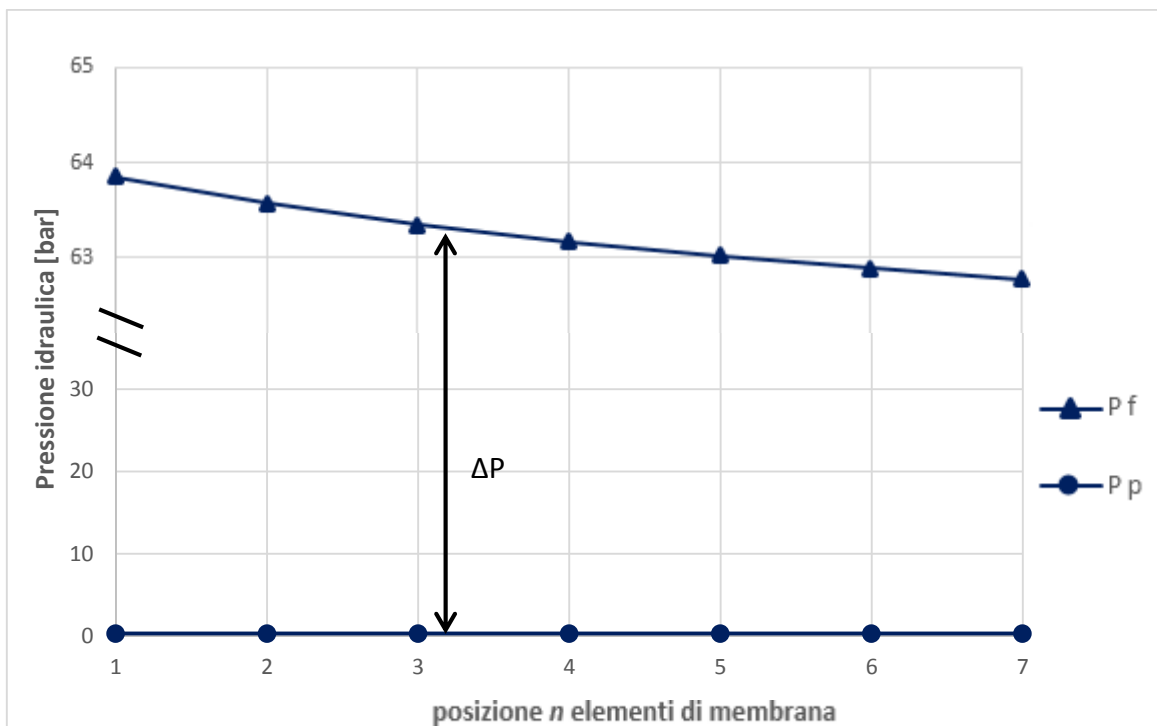


Figura 2.16. Andamento della pressione idraulica nel canale di alimentazione (P_f) e nel permeato (P_p) nei 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. In ogni punto la differenza tra P_f e P_p è la differenza di pressione idraulica tra canale di alimentazione e permeato (ΔP). All'interno del canale di alimentazione diminuisce la pressione idraulica per effetto delle perdite di carico proporzionalmente alla velocità del flusso all'interno del canale di alimentazione. La pressione idraulica del permeato invece si mantiene pressoché costante, in ragione di una ridotta velocità di flusso. Ne segue che la differenza di pressione idraulica tra il canale di alimentazione e il permeato (ΔP) diminuisce lungo il Pressure Vessel.

Come evidenziato in *Figura 2.15* e *Figura 2.16* lungo il Pressure Vessel aumenta la differenza di pressione osmotica tra il canale di alimentazione e il permeato ($\Delta\pi$), e diminuisce la differenza di pressione idraulica (ΔP). Segue che la pressione efficace diminuisce lungo il Pressure Vessel, come risulta in *Figura 2.17*. La pressione efficace è la forza motrice del processo di osmosi inversa: la sua riduzione provoca una diminuzione del flusso specifico di permeato lungo il Pressure Vessel, come si osserva in *Figura 2.18*. La pressione di alimentazione al processo deve dunque essere tale da garantire che la pressione efficace di mantenga positiva lungo il Pressure Vessel.

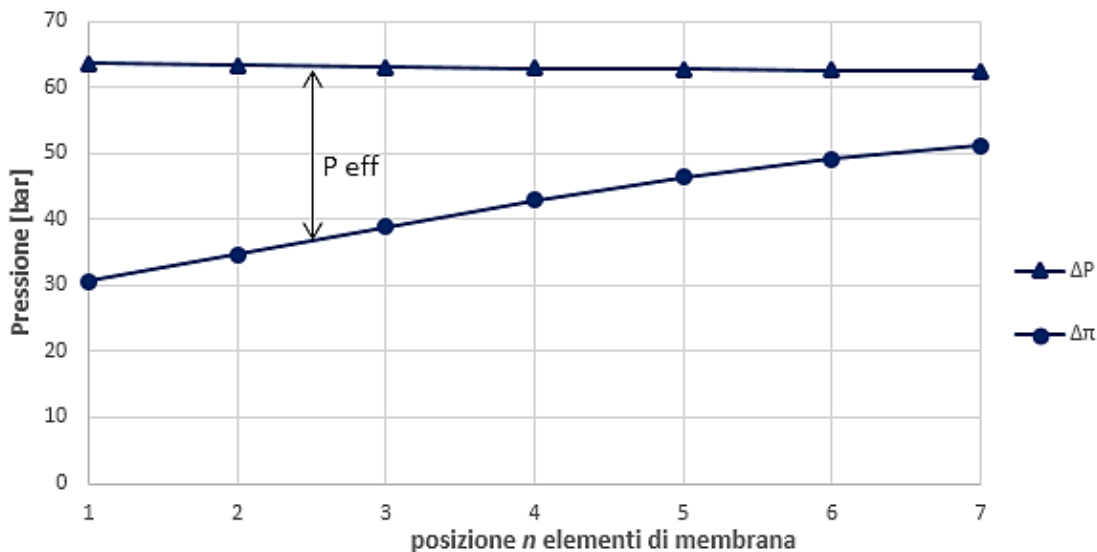


Figura 2.17. Andamento della differenza di pressione idraulica (ΔP) e della differenza di pressione osmotica ($\Delta\pi$) nei 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. In ogni punto la differenza tra ΔP e $\Delta\pi$ è la differenza di pressione efficace (P_{eff}), forza motrice del processo di osmosi inversa. Lungo il Pressure Vessel diminuisce P_{eff} , soprattutto per effetto di un aumento di $\Delta\pi$.

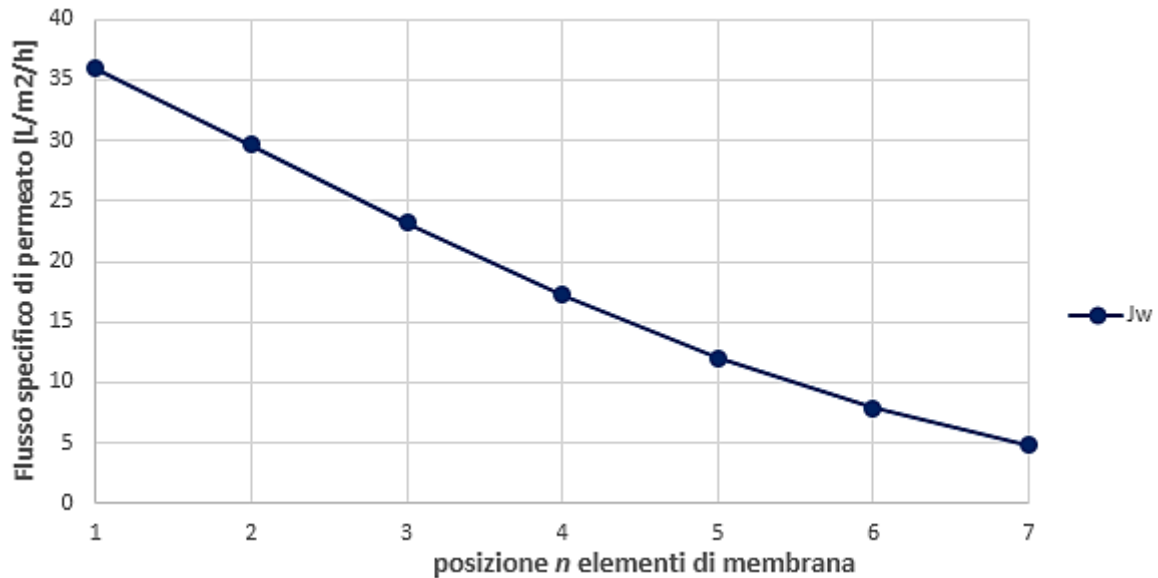


Figura 2.18. Andamento del flusso specifico di permeato (J_w) nei 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. Tale flusso diminuisce lungo il Pressure Vessel per effetto di una diminuzione della pressione efficace (P_{eff}), come evidenziato nella precedente figura.

Lungo il Pressure Vessel inoltre aumenta la differenza tra la concentrazione di soluti nel canale di alimentazione e la concentrazione di soluti nel permeato: ne deriva un graduale incremento del flusso specifico di Sali attraverso la membrana, come evidenziato in *Figura 2.19*.

Questo effetto, combinato alla diminuzione del flusso specifico di permeato evidenziato in *Figura 2.17*, risulta in un aumento lungo il Pressure Vessel della concentrazione di soluti nel permeato, e quindi in un peggioramento della qualità del prodotto finito (*Figura 2.20*).

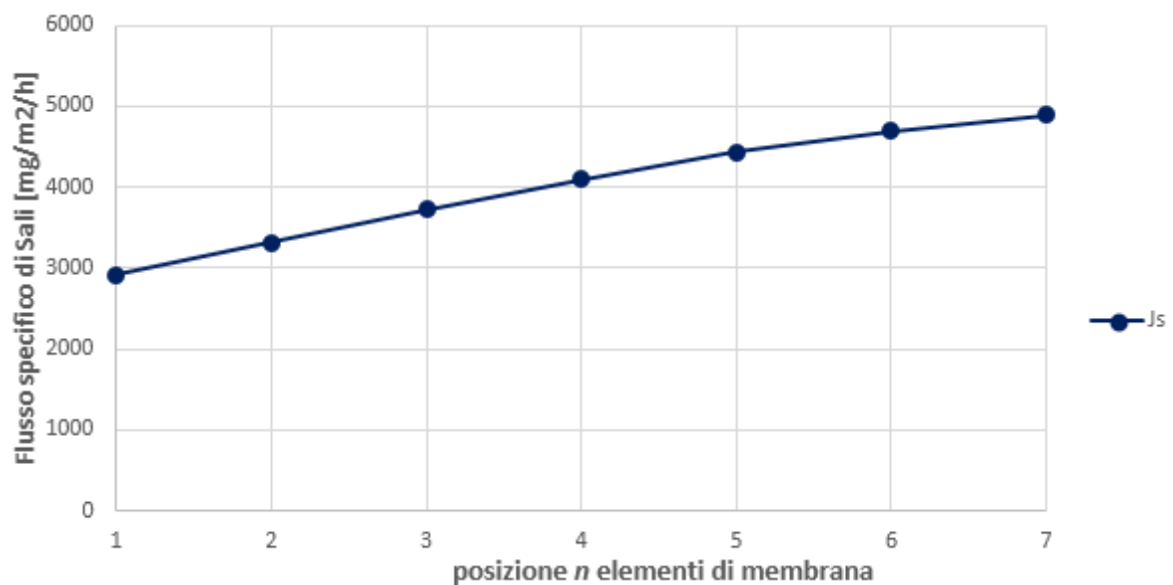


Figura 2.19. Andamento del flusso specifico di Sali (J_s) nei 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. Tale flusso aumenta lungo il Pressure Vessel per effetto di una aumento della differenza di concentrazione di Sali tra canale di alimentazione e permeato.

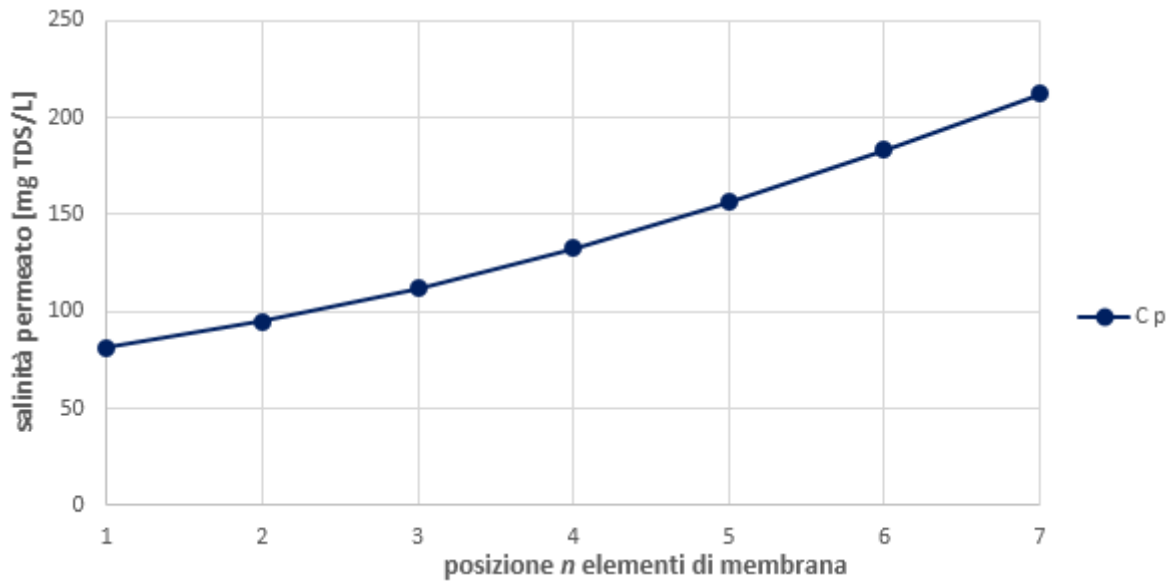


Figura 2.20. Andamento della concentrazione di Sali nel permeato (C_p) nei 7 elementi di membrana contenuti nel Pressure Vessel. Tale concentrazione aumenta lungo il Pressure Vessel per un effetto combinato di aumento del flusso specifico di Sali attraverso la membrana e di riduzione del flusso specifico di permeato, come evidenziato nelle Figure 2.18 e 2.9. In altre parole lungo il Pressure Vessel peggiora la qualità del permeato.

Nel Cap. 3.3.2 saranno illustrati i vantaggi derivanti da un miglior bilanciamento della produzione di permeato all'interno del Pressure Vessel e verranno passate in rassegna le possibili soluzioni applicabili per il conseguimento di questo obiettivo.

2.4. Fenomeno di polarizzazione e implicazioni

La polarizzazione è un fenomeno di accumulo di soluti in prossimità della superficie della membrana. Tale fenomeno è diretta conseguenza di un trasporto advettivo di soluti verso la superficie della membrana ad opera del flusso di acqua che permea attraverso la membrana: essendo i soluti reietti dalla membrana osmotica si accumulano in prossimità della superficie, dove si avrà un aumento locale della concentrazione di soluti rispetto al canale di alimentazione.

Si definisce fattore di polarizzazione β il rapporto tra la concentrazione di soluti in prossimità della superficie della membrana e la concentrazione degli stessi nel canale di alimentazione:

$$\beta = \frac{C_M}{C_F} \quad (2.35)$$

dove:

β : fattore di polarizzazione

C_M : concentrazione di soluti in prossimità della superficie della membrana [mg/L]

C_F : concentrazione di soluti nel canale di alimentazione [mg/L]

Il fenomeno di polarizzazione provoca effetti negativi sulle prestazioni del processo di osmosi inversa perché incrementando la concentrazione di soluti in prossimità della superficie della membrana:

- aumenta la pressione osmotica in prossimità della superficie della membrana, riducendo la pressione efficace (P_{eff}) e così la produzione di permeato (J_w)
- aumenta la differenza di concentrazione di soluti transmembrana, e dunque la forza motrice per il flusso salino transmembrana (J_s). Questo effetto, combinato al precedente, produce un aumento della concentrazione salina nel permeato
- incrementa il rischio di precipitazione di Sali poco solubili e quindi di depositi sulla superficie della membrana (Scaling), riducendone le prestazioni e di conseguenza la vita utile

È possibile ricavare il fattore di polarizzazione come (MWH, 2005):

$$\beta = Rej \cdot e^{J_w/k_{cp}} + (1 - Rej) \quad (2.36)$$

dove:

Rej : Rejection

J_w : flusso specifico di permeato [$L/m^2/h$]

k_{cp} : coefficiente di trasferimento di massa per la polarizzazione [m/h]

Il coefficiente di trasferimento di massa per la polarizzazione k_{cp} esprime l'effetto dei parametri di turbolenza sul fenomeno di polarizzazione, e si ricava come (correlazione di Gilliland, MWH 2005):

$$k_{cp} = 0,023 \cdot \frac{D_L}{d_H} \cdot Re^{0,83} \cdot Sc^{0,38} \quad (2.37)$$

dove:

D_L : coefficiente di diffusione relativo ai soluti in acqua [m^2/s]

d_H : diametro idraulico del canale di alimentazione [m]

Re : numero di Reynolds [-]

Sc : numero di Schmidt [-]

All'aumentare del coefficiente di trasferimento di massa per la polarizzazione diminuisce il fattore di polarizzazione β .

Il diametro idraulico è pari a 4 volte il raggio idraulico, e pertanto è definito come:

$$d_H = \frac{4 \cdot \text{sezione di attraversamento}}{\text{perimetro bagnato}} \approx 2 \cdot h \quad (2.38)$$

dove h è l'altezza della sezione di attraversamento.

Il numero di Reynolds è definito come:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_H}{\mu} \quad (2.39)$$

dove:

ρ : densità della soluzione [kg/m^3]

v : velocità di scorrimento del flusso di acqua [m/s]

d_H : diametro idraulico [m]

μ : viscosità dinamica della soluzione acquosa [$kg/m/s$]

Il numero di Schmidt è definito come:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D_L} \quad (2.40)$$

Dalle suddette relazioni è possibile osservare che il fattore di polarizzazione β aumenta all'aumentare di J_w e al diminuire del *Rejection* e di k_{cp} . Quest'ultimo aumenta all'aumentare della velocità del flusso di acqua

nel canale di alimentazione (v), del coefficiente di diffusione dei soluti in acqua (D_L), e al diminuire del diametro idraulico (d_H) e della viscosità (μ).

In definitiva il fattore di polarizzazione β è regolato essenzialmente dal flusso specifico di permeato (J_W) e dalla velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione:

- all'aumentare del flusso specifico di permeato (J_W) aumenta il fattore di polarizzazione per effetto di un più intenso trasporto advettivo
- all'aumentare della velocità del flusso nel canale di alimentazione (v) aumenta la turbolenza nel canale di alimentazione, e di conseguenza il fattore di polarizzazione β diminuisce

Tali considerazioni sono evidenziate della seguente figura.

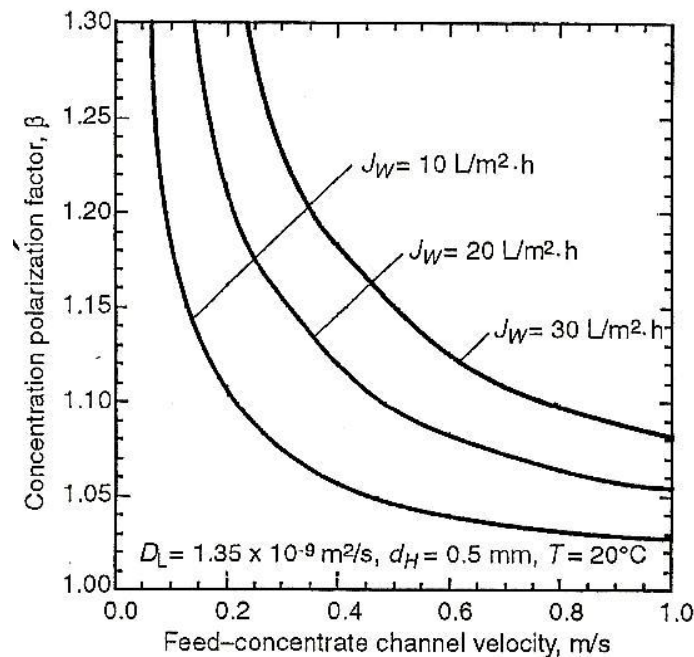


Figura 2.21. Andamento del fattore di polarizzazione β in funzione della velocità di acqua nel canale di alimentazione (v) e del flusso specifico di permeato (J_W). Il fattore di polarizzazione aumenta all'aumentare del flusso specifico di permeato per effetto di un più intenso trasporto advettivo, mentre diminuisce all'aumentare di v in conseguenza ad un maggior effetto di turbolenza all'interno del canale di alimentazione. (MWH, 2005).

Lungo il Pressure Vessel diminuisce la velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione, il che potrebbe far aumentare β , tuttavia al contempo diminuisce il flusso specifico di permeato, fatto che invece agirebbe nel senso di una riduzione del fattore di polarizzazione. In definitiva non è possibile stabilire a priori se il fattore di polarizzazione aumenterà o diminuirà lungo il Pressure Vessel: ciò dipenderà da come giocano i parametri velocità e flusso specifico di permeato lungo il Pressure Vessel.

2.5. Scaling e fouling

2.5.1. Sporciamento delle membrane

Le prestazioni del processo a osmosi inversa possono subire nel corso del tempo un calo per via del progressivo deposito di materia sulla superficie della membrana. Tale deposito superficiale causa infatti una riduzione del trasferimento di massa attraverso la membrana, che in termini matematici è denotabile con una riduzione del termine K_w (coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua) nella (2.17), di seguito richiamata:

$$J_w = K_w \cdot P_{eff} \quad (2.17)$$

dove:

$$P_{eff} = \Delta P - \sigma \cdot \Delta \pi \quad (2.15)$$

A seguito della riduzione di K_w , al fine mantenere costante il flusso specifico di permeato è necessario incrementare la pressione efficace, soluzione che, stando alla (2.15), può essere attuata:

- ✓ incrementando la pressione idraulica di alimentazione, e quindi il termine ΔP
- ✓ riducendo il fattore di recupero, e quindi riducendo il termine $\Delta \pi$ medio lungo il Pressure Vessel

Accanto all'effetto di riduzione della permeabilità della membrana all'acqua lo sporciamento delle membrane comporta un aumento delle perdite di carico nell'elemento di membrana e una riduzione del *Rejection*.

In relazione al meccanismo fisico che produce il deposito di materia sulla superficie della membrana si distingue tra (Fritzmann et al., 2007):

- **Scaling**: provocato dalla precipitazione di Sali poco solubili
- **Fouling**: trasporto di materia particolata sulla superficie della membrana o crescita di materia biologica sulla superficie

I fenomeni di Scaling e Fouling possono essere contenuti mediante un opportuno pre-trattamento dell'acqua di alimentazione al processo RO, ma non possono tuttavia essere evitati completamente e pertanto periodicamente è necessario effettuare una operazione di lavaggio delle membrane. Alcuni meccanismi di Scaling e Fouling sono considerati reversibili, altri irreversibili. Il lavaggio delle membrane può consentire di ripristinare, almeno parzialmente, la situazione originaria soltanto relativamente ai foulants reversibili e pertanto con una certa periodicità è necessario sostituire le membrane.

2.5.2. Scaling

Con il termine Scaling si identifica il deposito di materia sulla superficie della membrana provocato dalla precipitazione di Sali poco solubili. Come visto nei precedenti paragrafi, lungo il Pressure Vessel aumenta la concentrazione di soluti all'interno del comparto di alimentazione: se per una data specie chimica il contestuale prodotto ionico supera il prodotto di solubilità di tale specie, essa produce una forma precipitata, che in seguito a fenomeni di aggregazione con altre forme precipitate (*Figura 2.22*) può andare a produrre un cristallo che può facilmente precipitare sulla superficie della membrana.

Nel campo della dissalazione di acqua di mare le specie chimiche principalmente responsabili dei fenomeni di Scaling sono: CaCO_3 , CaF_2 , CaHPO_4 , CaSO_4 , SrSO_4 , BaSO_4 , SiO_2 .

Altre specie chimiche che possono destare problemi di Scaling sono gli idrossidi di ferro, alluminio o manganese.

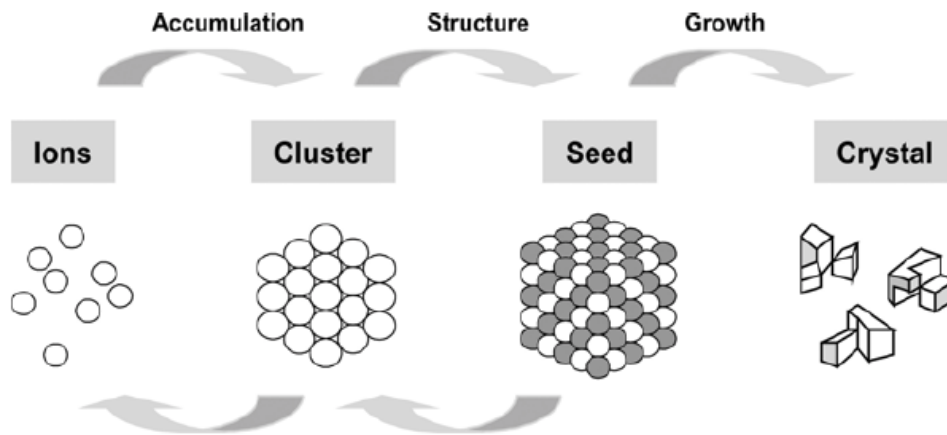


Figura 2.22. Iter di sviluppo del cristallo di precipitato. Lungo il Pressure Vessel gli ioni presenti nell'acqua di alimento si concentrano nel comparto di monte (Accumulation); il prodotto ionico relativo ad alcune specie chimiche supera il prodotto di solubilità e formano la forma precipitata (Structure); le forme precipitate formatesi aggregano tra loro a formare il cristallo (Growth), il quale può facilmente precipitare sulla superficie della membrana. (Fritzmann et al., 2007).

Ad essere maggiormente esposti a rischio Scaling sono gli ultimi elementi di membrana costituenti il Pressure Vessel, dove la concentrazione di soluti risulta massima. Ad accrescere il rischio Scaling concorre il fenomeno della polarizzazione, il quale va ad incrementare ulteriormente la concentrazione di soluti in prossimità della superficie della membrana.

Le soluzioni più comunemente attuabili per limitare il fenomeno di Scaling sono (MWH, 2005):

- Limitazione del *recovery* e della polarizzazione
- Aggiustamento del pH
- Dosaggio di antiscalant

Teoricamente per evitare il fenomeno dello Scaling si dovrebbe operare con un *recovery* tale per cui il prodotto ionico nel concentrato, tenuto conto anche del fenomeno di polarizzazione, sia inferiore al limite di solubilità della relativa specie chimica. Al fine di garantire il rispetto di questa condizione il *recovery* dovrebbe essere molto basso, anche prossimo o inferiore al 10%, fatto che andrebbe a penalizzare enormemente l'economia del processo (Cap. 3.8.2.).

Tuttavia il superamento del prodotto di solubilità non comporta necessariamente il verificarsi del fenomeno di Scaling: spesso alla formazione della specie chimica in forma precipitata deve infatti seguire un processo di crescita del cristallo prima arrivare al deposito sulla superficie della membrana, tanto da rendere possibili applicazioni nelle quali avvenga il superamento del limite di solubilità di diverse specie chimiche senza che si osservino significativi fenomeni di Scaling (Fritzmann et al., 2007).

Se si vuole operare con un *recovery* del 35 - 50%, tipico delle applicazioni su acqua di mare (M. Wilf, 2007), è necessario però effettuare un pre-trattamento chimico di dosaggio di antiscalant ed eventualmente di aggiustamento del pH.

Gli antiscalant sono agenti chimici che inibiscono uno degli step relativi al percorso di formazione dei cristalli rappresentato in Figura 2.22. È pertanto possibile operare con un *recovery* tale per cui il livello di saturazione dei Sali poco solubili nel concentrato sia superiore al 100% pur mantenendo accettabile il rischio di incrostazioni sulla superficie della membrana.

I produttori di antiscalant forniscono il livello soglia di saturazione relativo ai Sali poco solubili con il quale è possibile operare mantenendo al contempo accettabile rischio di precipitazione dei Sali poco solubili.

In passato era molto utilizzati come antiscalant i polifosfati quali il sodio esametafosfato (SHMP), che tuttavia in ragione della sua limitata capacità di estendere il limite di saturazione ammissibile per il safe operation e a causa del fatto che aggiungeva fosfati al concentrato causandone problemi di smaltimento, è stato presto sostituito da composti polimerici.

Mentre il SHMP agisce da complessante nei confronti degli ioni spostando l'equilibrio chimico della relativa specie chimica verso la fase dissociata, i composti polimerici grazie alla presenza di gruppi funzionali con carica elettrica negativa dislocati lungo la catena polimerica agiscono nei seguenti modi:

- modifica del cristallo: al momento della formazione del cristallo di precipitato a livello microscopico, le cariche positive presenti su di esso sono attaccate dai gruppi funzionali caricati negativamente dislocati lungo la catena polimerica del antiscalant (Figura 2.23.a). In tal modo si limita la propagazione del cristallo e se ne distorce la forma producendo un cristallo più fragile e meno compatto
- azione disperdente: l'antiscalant è in grado di adsorbire sulla superficie del cristallo o della particella colloidale conferendole carica negativa inibendo così l'aggregazione tra particelle e la crescita del cristallo. La carica negativa conferita alle particelle inoltre ne determina un effetto di repulsione nei confronti della superficie della membrana, la quale come noto è caratterizzata da un Potenziale Zeta negativo (Figura 2.23.b)

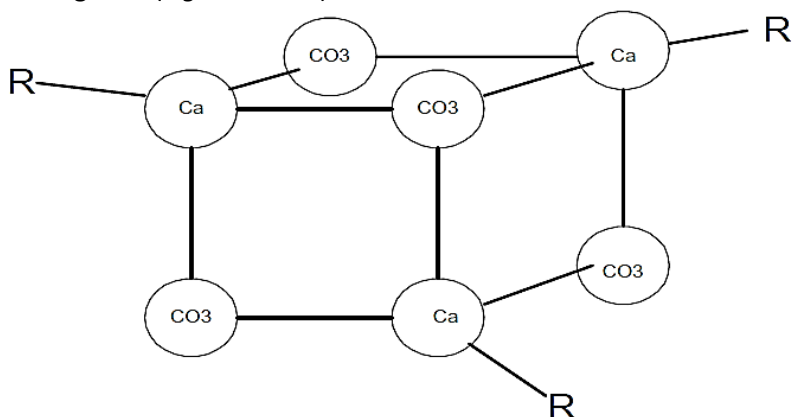


Figura 2.23.a. Illustrazione dell'azione di modifica del cristallo esercitata dagli antiscalant polimerici, in questo esempio nei confronti del carbonato di calcio. Al momento della formazione del cristallo di precipitato a livello microscopico, le cariche positive presenti su di esso (dovute alla presenza dello ione calcio) sono attaccate dai gruppi funzionali caricati negativamente dislocati lungo la catena polimerica del antiscalant (indicati con R). In tal modo si limita la propagazione del cristallo e se ne distorce la forma producendo un cristallo più fragile e meno compatto.

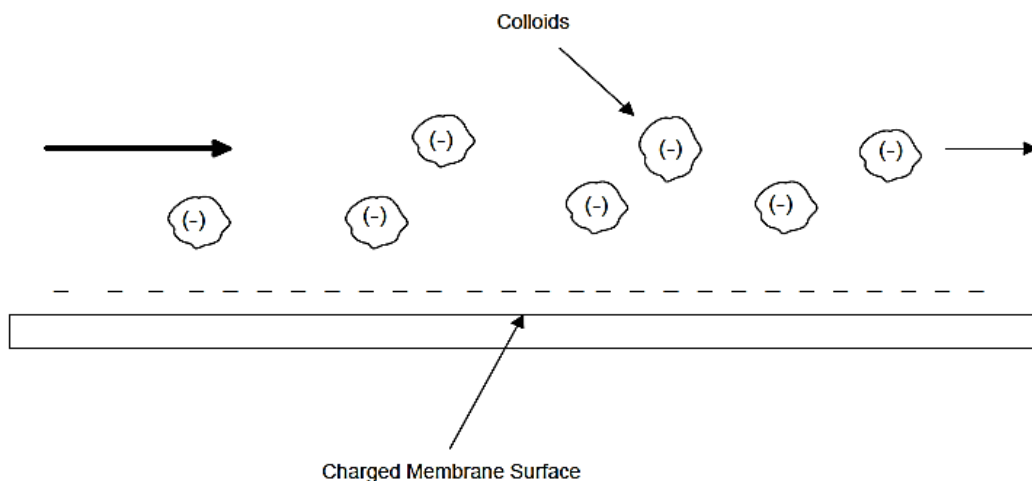


Figura 2.23.b. Illustrazione dell'azione disperdente esercitata dagli antiscalant polimerici nei confronti dei cristalli formati e delle particelle colloidali. L'antiscalant è in grado di adsorbire sulla superficie del cristallo o della particella colloidale conferendole carica negativa inibendo così l'aggregazione tra particelle e la crescita del cristallo. La carica negativa conferita alle particelle inoltre ne determina un effetto di repulsione nei confronti della superficie della membrana, la quale come noto è caratterizzata da un Potenziale Zeta negativo.

Pertanto con riferimento all'iter di sviluppo del cristallo di precipitato (*Figura 2.22*), mentre il SHMP agisce nella fase di *Structure*, gli antiscalant polimerici agiscono nella fase di *Growth*.

L'aggiustamento del pH è tipicamente finalizzato a contenere il rischio di precipitazione dei carbonati (in particolare del carbonato di calcio), e consiste pertanto nella riduzione del pH in modo da mantenere il S&DSI (Stiff and Davis Saturation Index) nel concentrato a valori inferiori ad un certo valore soglia per cui il rischio di incrostazioni da carbonati sia considerato accettabile. Tale valore soglia è più alto se al sistema sono dosati antiscalant, e i produttori di antiscalant suggeriscono il valore soglia da assumere (*MWH, 2005*). Mentre in passato era usuale operare a valori di pH relativamente bassi (5,5 – 6), oggi grazie al progresso degli antiscalant è possibile operare a valori di pH più elevati pur mantenendo accettabile il rischio di precipitazione di carbonato di calcio (*M. Wilf, 2007*), e sono non infrequenti le esperienze pratiche relative ad impianti operanti con pH maggiore di 7,5 (*Andrew et al., 2008, Nadav et al., 2005*).

Soluzione per il contenimento dei fenomeni di scaling alternativa a quelle indicate è quella dell'addolcimento dell'acqua di alimento, tuttavia poco attuata per via della sua scarsa economicità (*MWH, 2005*).

In presenza di ferro o alluminio nell'alimento, oltre ad effettuare gli adeguati pre-trattamenti per la loro rimozione, dosando bisolfito di sodio in sufficienti quantità si riduce alla forma nella quale non precipitano.

2.5.3. Fouling

Con il termine Fouling si identifica il deposito di materia sulla superficie della membrana provocato dal trasporto di materia particolata (Particulate Fouling) o crescita di materia biologica sulla superficie stessa (biofouling). (*Fritmann et al., 2007*).

2.5.3.1. Particulate Fouling

Gli effetti negativi sulle prestazioni del processo provocati dal Particulate Fouling sono quelli di plugging e cake formation, e possono essere provocati dalla presenza di materia inorganica e organica (anche elementi microbici e spoglie batteriche) (*MWH, 2005*).

Il plugging consiste nell'intrappolamento del materiale particolato di grosse dimensioni nel canale di alimentazione e nelle tubazioni. Questo problema affligge maggiormente le membrane a fibre cave, a causa di una elevata densità delle fibre all'interno del Pressure Vessel, che comporta il fatto che le fibre siano molto ravvicinate fra loro. Nelle membrane a spirale arrotolata (spiral wound) gli spaziatori a rete sono dimensionati in modo da minimizzare il plugging, ma un eccessivo carico di materia particolata può determinare comunque effetti di plugging (*MWH, 2005*).

La materia particolata presente all'interno del sistema si addensa in prossimità della superficie della membrana (cake formation) incrementando la resistenza al flusso d'acqua e incidendo così sulle prestazioni del sistema. Fonti di acqua con eccessivo potenziale fouling richiedono un pretrattamento avanzato per ridurre la concentrazione di materia particolata a livelli accettabili. (*MWH, 2005*).

Al fine di contenere il particulate fouling le opzioni possibili sono:

- Limitare il *recovery* e la polarizzazione
- Pre-filtrare l'acqua di alimento

Assieme alla sostanza particolata di natura inorganica responsabile del particulate fouling è anche la sostanza particolata di natura organica, quale spoglie batteriche e colloidali derivanti dalla complessazione di metalli o della chelazione di calcio da parte degli acidi umici, per cui si parla spesso anche di Organic Fouling.

Quest'ultimo fenomeno di fouling può essere prevenuto rimuovendo gli acidi umici in fase di pre-trattamento, per esempio per adsorbimento (o complessazione) sui fiocchi in fase di coagulazione, effetto accentuato operando a pH in campo acido (ideale 6,5) (Fritzmann et al., 2007).

Allo scopo di impostare al meglio la linea di pretrattamenti e gestire al meglio l'impianto a osmosi inversa è importante valutare la tendenza al fouling dell'acqua da trattare. Parametri empirici di pratico impiego sono SDI (Silt Density Index) e MFI (Modified Fouling Index). Entrambi gli indici sono determinati attraverso una prova di microfiltrazione a 0,45 µm condotta a pressione costante. (Fritzmann et al., 2007).

Risulta evidente che, proprio per la modalità con la quale è effettuata la prova, tali indici non riescono ad essere sufficientemente rappresentativi del fenomeno di Particulate Fouling che affligge il processo RO, dal momento che non si riesce a tener conto dei solidi di dimensioni più fini di 0,45 µm e che sono spesso i maggiori responsabili del fenomeno di Fouling (Yantsios et al., 2005).

Pertanto nello scegliere lo schema di pretrattamenti non è sufficiente affidarsi ai soli MFI e SDI, ma è necessario far affidamento anche a test pilota, oltre a parametri analitici quali torbidità (NTU) e concentrazione di solidi sospesi. (MWH, 2005).

Relativamente a questi ultimi parametri si tenga presente che, come affermato in Sung et al., 1994, non esiste una forte correlazione tra MFI e i parametri di torbidità, colore e TOC, nonostante MFI dimostri una correlazione migliore rispetto al SDI.

I costruttori di membrane suggeriscono di non eccedere nell'acqua di alimento valori di 3 – 5 per SDI [min⁻¹] e MFI [s/L]. Valori più bassi comporteranno un più lungo intervallo tra consecutive operazioni di lavaggio delle membrane. Inoltre parametro da monitorare relativamente ai problemi di Fouling da materiale colloidale è la torbidità, per cui si consiglia di operare con NTU < 0,2. (Fritzmann et al., 2007)

2.5.3.2. Biofouling

Con il termine Biofouling si intende il fenomeno di sporcamento delle membrane causato dalla crescita sulla superficie delle stesse di colonie adese di microorganismi (biofilm).

Accanto agli effetti negativi osservati per gli altri fenomeni di Fouling e per lo Scaling, il Biofouling può provocare anche una degradazione delle membrane e contaminazione del permeato (Ridgway and Flemming, 1996).

Soluzioni che consentono di contenere il problema del Biofouling sono:

- Effettuare una pre-disinfezione dell'acqua di alimento
- Limitare lo sviluppo di popolazioni microorganiche nelle linee dell'impianto antecedenti alla sezione di osmosi inversa (ad esempio effettuando la pre-disinfezione dell'acqua di alimento)
- Effettuare un adeguato dosaggio di bisolfito di sodio a monte della sezione di osmosi inversa, che consumando l'ossigeno libero presente agisce nel senso di una limitazione della crescita batterica
- Limitare il *recovery* e la polarizzazione
- Ridurre la presenza di sostanza organica in ingresso alla sezione RO: poiché nelle acque naturali la sostanza organica è principalmente presente come acidi umici, polimeri organici contenenti gruppi carbossilici e fenolici, effettuando la coagulazione a pH acido (ideale se pari a 6,5) ne si promuove l'adsorbimento sui fiocchi

Gli indici MFI e SDI non riescono a tenere conto della presenza di biopolimeri che sono causa del biofouling, e pertanto non forniscono indicazioni circa il potenziale Biofouling dell'acqua di alimento al processo RO, e attualmente non esistono indici di potenziale biofouling standardizzati (Fritzmann et al., 2007).

Al fine di contenere i fenomeni di biofouling all'interno del sistema RO è consigliabile che la presenza di batteri sia inferiore a 10⁶ UFC/mL (Redondo et al., 1997).

2.6. Analisi delle variabili principali

Di seguito è analizzata l'influenza dei parametri operativi sulle prestazioni del processo di osmosi inversa. I confini dell'analisi comprendono l'intero processo di osmosi inversa, visto come un black box.

I parametri presi in considerazione sono:

- pressione idraulica di alimentazione
- salinità dell'acqua alimentata al processo
- *recovery*
- Temperatura
- Velocità dell'acqua nel canale di alimentazione
- *average flux rate*

2.6.1. Pressione idraulica

All'aumentare della pressione idraulica di alimentazione aumenta, secondo la (2.15), la pressione efficace e di conseguenza il flusso specifico di permeato (J_w).

Secondo il modello soluzione diffusione il flusso di Sali non è influenzato dalla pressione, e dunque in seguito all'aumento della produzione di permeato si otterrà una riduzione della concentrazione di soluti nel permeato, e dunque un incremento del *Rejection*. Tale considerazione è valida se il *recovery* si mantiene inalterato, come sarà chiarito in seguito.

Quanto esposto è riscontrabile in *Figura 2.24*.

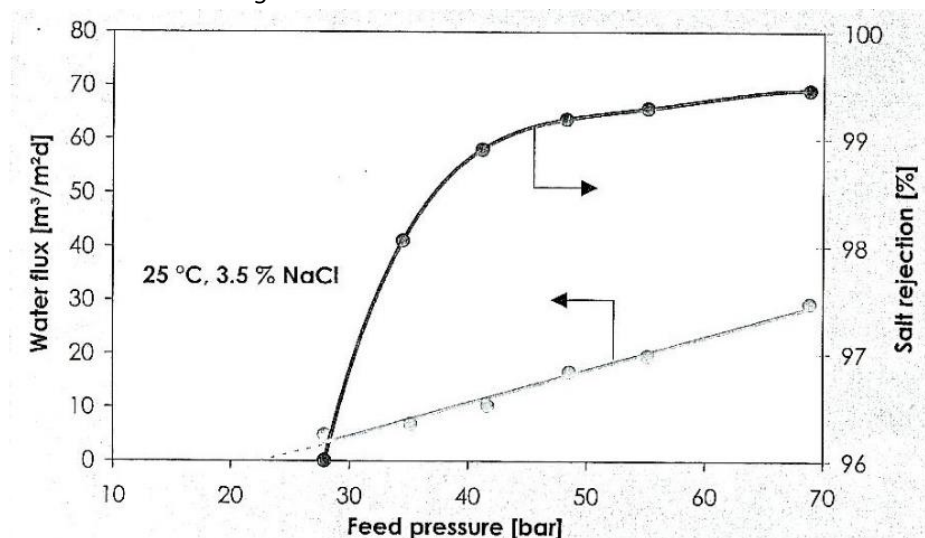


Figura 2.24. Andamento del flusso specifico di permeato J_w (Water flux) e del Rejection in funzione della pressione di alimentazione: all'aumentare di questa si osserva un aumento del flusso specifico di permeato e un aumento del Rejection se il *recovery* si mantiene costante. (Gebel et al., 2008).

2.6.2. Salinit  dell'acqua alimentata al processo

All'aumentare della salinit  dell'acqua alimentata al processo aumenta la differenza di pressione osmotica tra il canale di alimentazione e il permeato ($\Delta\pi$) e pertanto a parit  di pressione idraulica di alimentazione riduce il flusso specifico di permeato (Figura 2.25). Per ottenere un dato *recovery* sar  dunque necessario lavorare con una pressione idraulica di alimentazione pi  elevata (Figura 2.3, Cap. 2.1.2).

Inoltre all'aumentare della salinit  in ingresso aumenta la differenza tra la concentrazione di soluti nel canale di alimentazione e nel permeato, e di conseguenza, secondo la (2.18), il flusso specifico di Sali attraverso la membrana: a parit  di quantit  di permeato prodotta si osserver  di conseguenza un aumento della concentrazione di soluti nel permeato. Allora:

- se si mantiene costante il *recovery* si osserva solo un aumento della concentrazione di soluti nel permeato, ma non si dovrebbe osservare una significativa variazione del *Rejection*
- se si mantiene costante la pressione di alimentazione (ma non il *recovery*) si osserva anche una riduzione del *Rejection* (Figura 2.25)

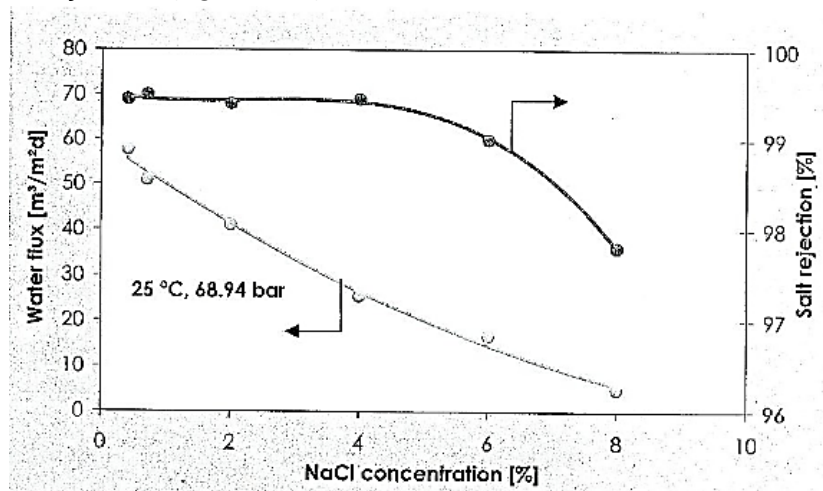


Figura 2.25. Andamento del flusso specifico di permeato J_w (Water flux) e del *Rejection* in funzione della salinit  della soluzione alimentata al processo di osmosi (in ascissa). All'aumentare della salinit  della soluzione alimentata diminuisce il flusso specifico di permeato e, a parit  di pressione idraulica di alimentazione, riduce il *Rejection*. (Gebel et al., 2008).

2.6.3. Recovery

All'aumentare del *recovery* aumenta la concentrazione di soluti nel canale di alimentazione, come desumibile dalla (5.d), di seguito richiamata.

$$C_C = \frac{C_F \cdot (1 - (1 - Rej) \cdot r)}{1 - r} \quad (2.5.d)$$

dove:

r : *recovery*

Rej : *Rejection*

C_C : concentrazione di soluti nel canale di alimentazione

C_F : concentrazione di soluti nell'acqua di alimento

Nel canale di alimentazione aumentando la concentrazione di soluti aumenter  anche la pressione osmotica della soluzione, riducendo rapidamente la pressione efficace, similmente a quanto visto in Figura 2.17. In un dato sistema di osmosi inversa dunque per aumentare il *recovery*   necessaria una pressione idraulica elevata al punto da garantire un'adequata pressione efficace lungo il Pressure Vessel, come si pu  osservare in Figura 2.26.a.

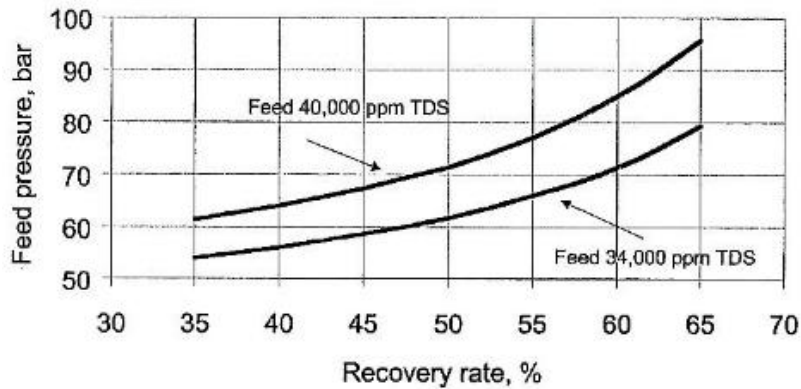


Figura 2.26.a. Pressione di alimentazione necessaria ad ottenere un dato recovery in funzione della salinità dell'acqua alimentata. Per ottenere un maggior recovery è necessario alimentare il sistema ad una pressione idraulica più elevata. Inoltre in conseguenza a quanto visto in Figura 3 all'aumentare della salinità della soluzione alimentata al processo è necessario aumentare la pressione idraulica di alimentazione per ottenere un dato recovery. (M. Wilf, 2007).

Inoltre all'aumentare del *recovery*, aumentando la concentrazione di Sali nel canale di alimentazione aumenta il flusso salino attraverso la membrana, e così la salinità del permeato, come si può osservare in *Figura 2.26*.

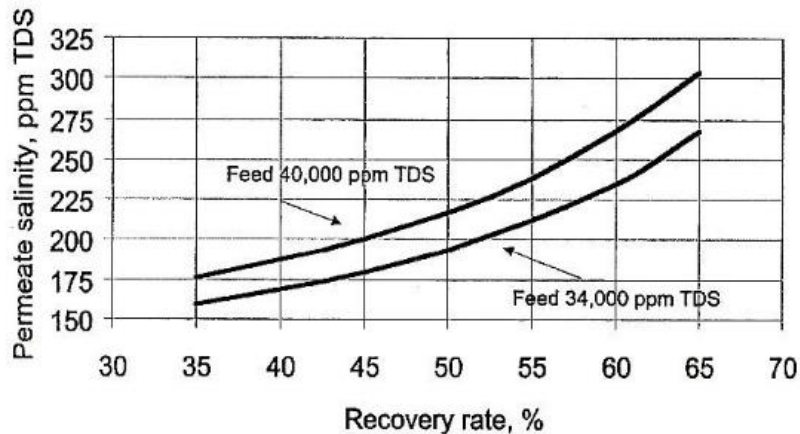


Figura 2.26.b. Andamento della salinità del permeato in funzione del recovery conseguito. All'aumentare del recovery aumenta la concentrazione di soluti nel canale di alimentazione, e di conseguenza il flusso salino transmembrana, incrementando così la concentrazione di Sali nel permeato. (M. Wilf, 2007).

2.6.4. Temperatura

La temperatura è un parametro che esercita importanti effetti sul processo di osmosi inversa. Il coefficiente di permeabilità della membrana è funzione della viscosità dell'acqua e delle caratteristiche intrinseche del materiale costituente la membrana (MWH, 2005). All'aumentare della temperatura diminuisce la viscosità dell'acqua, favorendo la permeazione dell'acqua attraverso la membrana. Inoltre all'aumentare della temperatura si produce un allentamento dei legami interni alla matrice della membrana, che unitamente ad una più rapida diffusione prodotta dalle elevate temperature risulta in una più intensa permeazione dell'acqua attraverso la membrana (Güler et al., 2011).

D'altra parte all'aumentare della temperatura, come risulta dalla (2.1), aumenta la differenza di pressione osmotica tra canale di alimentazione e permeato, risultando in una riduzione della pressione efficace secondo la (2.15).

Complessivamente all'aumentare della temperatura si osserva un aumento del flusso specifico di permeato (Gebel et al., 2008, MWH, 2005, M. Wilf, 2007).

Di conseguenza per produrre una data quantità di permeato, all'aumentare della temperatura sarà sufficiente una pressione idraulica di alimentazione inferiore, come si può osservare in *Figura 2.27*.

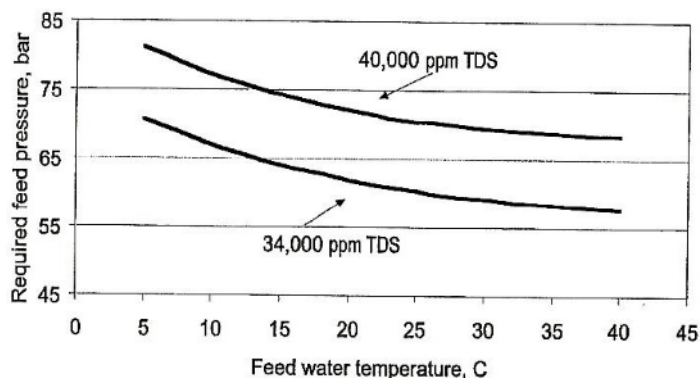


Figura 2.27. Pressione di alimentazione necessaria ad ottenere un dato recovery al variare della temperatura. Si osservi che la pressione necessaria è più elevata se la salinità della soluzione alimentata è più elevata. (M. Wilf, 2007).

Nelle applicazioni di dissalazione di acqua di mare oltre la temperatura di 30 °C diventa importante l'influenza di $\Delta\pi$ al punto da risultare in un'attenuazione dell'effetto di aumento del flusso di permeato con la temperatura, come si può osservare in *Figura 27* (M. Wilf, 2007).

All'aumentare della temperatura aumenta anche il flusso di Sali attraverso la membrana, sia per effetto di una diffusione più intensa alle elevate temperature, sia per effetto di un allentamento dei legami interni alla matrice costituente lo strato attivo della membrana. Questo risulta in un aumento della concentrazione di Sali nel permeato, a parità di quantità di permeato prodotta (M. Wilf, 2007, Gebel et al., 2008), come si può osservare in *Figura 2.28*.

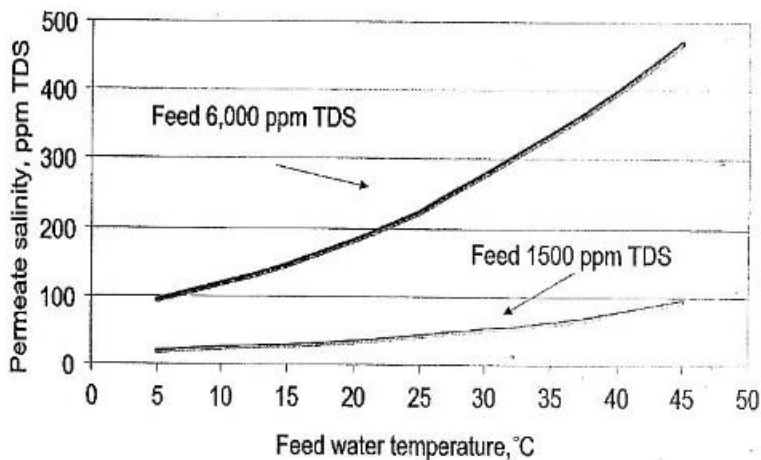


Figura 2.28. Effetto della temperatura sulla concentrazione di Sali nel permeato: a parità di altre condizioni all'aumentare della temperatura si osserverà una maggior concentrazione di Sali nel permeato. Come già osservato in precedenza si noti inoltre che all'aumentare della salinità dell'acqua alimentata al processo aumenta la concentrazione di Sali nel permeato prodotto.

Noto il flusso specifico di permeato (J_w) alla temperatura standard relativa alle condizioni in cui sono fornite le prestazioni delle membrane nei cataloghi (tipicamente 25°C), è possibile stimarlo ad un'altra temperatura mediante la seguente relazione (MWH, 2005):

$$J_w(T_2) = J_w(T_{st}) \cdot \frac{TCF(T_2)}{TCF(T_{st})} \quad (2.41)$$

dove:

$J_w(T_{st})$ (L/m²/h): flusso specifico di permeato alla temperatura standard alla quale è fornita dai costruttori di membrane (tipicamente 25°C)

$J_w(T_2)$ (L/m²/h): flusso specifico di permeato ad una data temperatura T_2

TCF (T) (-): fattore di correzione per la temperatura, definito come segue

Il fattore di correzione della temperatura TCF (Temperature Correction Factor) è un coefficiente adimensionale che, tenendo conto di tutti i fattori su cui agisce la temperatura, all'interno della (2.41) consente di stimare l'effetto della temperatura sulla produzione di permeato. TCF in funzione della temperatura (T) si ricava come:

$$TCF(T) = 1,03^{T-25} \quad (2.42)$$

È possibile svolgere una procedura analoga a quella descritta nella (2.41) per stimare il flusso specifico di soluti J_s ad una temperatura differente dalla temperatura standard, mediante la seguente relazione:

$$J_s(T_2) = J_s(T_{st}) \cdot \frac{TCF(T_2)}{TCF(T_{st})} \quad (2.43)$$

$J_s(T_{st})$ (mg/m²/h): flusso specifico di soluti alla temperatura standard alla quale è fornita dai costruttori di membrane (tipicamente 25°C)

$J_s(T_2)$ (mg/m²/h): flusso specifico di soluti ad una data temperatura T_2

La temperatura ha effetto anche sul fenomeno di polarizzazione. All'aumentare della temperatura aumenta il coefficiente di diffusione dei soluti in acqua (D_1) e quindi l'intensità dei fenomeni retrodiffusivi e diminuisce la viscosità dinamica: riducendo il coefficiente di trasferimento di massa di polarizzazione (k_{cp}) il fattore di polarizzazione tenderebbe a diminuire. D'altra parte all'aumentare della temperatura aumenta il flusso specifico di permeato.

In definitiva non è possibile prevedere l'effetto della temperatura sul fattore di polarizzazione, certamente all'aumentare della temperatura, dato il maggior flusso specifico che coinvolge i primi elementi di membrana è bene prestare attenzione al fatto di non raggiungere valori per β eccessivi.

2.6.5. Velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione

All'aumentare della velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione aumenta la turbolenza e di conseguenza diminuisce il fattore di polarizzazione, incrementando così le prestazioni del processo. Tuttavia all'aumentare della velocità del flusso di acqua aumentano le perdite di carico, andando così a ridurre la pressione efficace. Inoltre velocità eccessive potrebbero provocare danneggiamento alle membrane.

Si tenga comunque presente che a meno di velocità eccessive le perdite di carico nel canale di alimentazione non sono particolarmente incisive sulla riduzione della pressione efficace (incidono fino a 2 bar). Invece per il fenomeno della polarizzazione la velocità assume ruolo di rilievo, soprattutto nei sistemi ad elevato *recovery*, dove la velocità diminuisce molto lungo il canale di alimentazione.

Pertanto i costruttori di membrana suggeriscono parametri da rispettare quali massima portata alimentabile per elemento di membrana e massima perdita di carico ammissibile per elemento di membrana (parametri atti ad evitare danneggiamenti alle membrane), minima portata da garantire nel concentrato (parametro atto ad attenuare a livelli accettabili il fenomeno di polarizzazione).

2.6.6. Average flux rate

Average flux rate, come verrà approfondito più avanti nella trattazione, è un parametro di dimensionamento molto importante, ed è definito come:

$$\text{average flux rate} = \frac{Q_{\text{permeato}}}{\text{Area}_{\text{membrana}} \cdot \# \text{ membrane}} \quad [\text{L}/\text{m}^2/\text{h}] \quad (2.44)$$

Tale valore spesso viene utilizzato per il dimensionamento del processo di osmosi inversa, e più precisamente per la scelta del numero di membrane e di Pressure Vessel in parallelo da utilizzare nel sistema.

A parità di quantità di permeato da produrre all'aumentare del *average flux rate* diminuisce il numero di membrane da impiegare, e così i costi di investimento dell'impianto.

D'altra parte operare con un elevato *average flux rate* significa dover garantire nel sistema un flusso specifico di permeato (J_w) mediamente più elevato: chiaramente per far ciò è necessario operare con una pressione idraulica più elevata, incrementando così i costi di esercizio dell'impianto.

Come visto in precedenza (*Figura 2.23*) operare ad elevato flusso, a parità di *recovery*, consente di ridurre la concentrazione di soluti nel permeato. A tal proposito si tenga presente che ottenere un permeato di buona qualità può evitare di dover sottoporre il permeato ad un secondo processo di osmosi inversa (o comunque di purificazione) qualora ci sia il rischio di non rispettare un determinato standard di qualità per alcuni soluti, come ad esempio il boro.

D'altra parte operando con un elevato flusso specifico di permeato aumenta il fenomeno di polarizzazione e così il rischio fouling.

È necessario dunque trovare un buon compromesso progettuale tra il fatto di operare con un *average flux rate* elevato oppure basso.

In *Tabella 2.1* è riassunta l'influenza del *average flux rate* sulle prestazioni del processo.

Tabella 2.1. Entità dell'influenza del *average flux rate* sul processo, e in particolare sul numero di membrane, sulla pressione d'esercizio, sulla qualità del permeato e sul rischio fouling. + sta per incremento, mentre – sta per diminuzione. Le considerazioni si riferiscono alla situazione in cui il *recovery* sia costante.

	Entità dell'influenza
Numero di membrane	-
Pressione di esercizio	+
Salinità del permeato	-
Fattore di polarizzazione	+
Rischio fouling	+

I valori suggeriti dai costruttori di membrane per il parametro *average flux rate* in funzione della qualità dell'acqua alimentata sono indicati in *Tabella 2.2*. Si osservi che maggiore è SDI, ossia maggiore è la tendenza al fouling dell'acqua alimentata, più basso è il valore suggerito per *average flux rate*.

Tabella 2.2. Valori suggeriti per il parametro *average flux rate* in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling (*Dow Water, Hydranautics, Toray – Technical Manuals, GE Water – Technical Manuals*).

	Tipologia di acqua alimentata			fonte
	Acqua di mare – open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali	Permeato RO1	
	SDI < 3	SDI < 5	SDI < 1	
average flux rate [L/m ² /h]	13 – 20	11 – 17	36 – 43	Dow Water
	13,6 – 20,4 (typical: 17)	11,9 – 17 (typical: 13,6)	30,6 – 40,8 (typical: 35,7)	Hydranautics
	15 – 19 (≤ 20)	12 – 16 (≤ 17)	35 – 39 (≤ 45)	Toray
	14 – 20	10 – 17	31 – 41	Ge Water

3. IMPIANTI A OSMOSI INVERSA PER LA DISSALAZIONE DI ACQUA DI MARE

3.1. Intake: possibili soluzioni

Con il termine *Intake* si intende il prelievo di acqua da parte dell'impianto di dissalazione.

Come verrà più volte ripreso all'interno del presente lavoro la sezione di intake è di fondamentale importanza all'interno dell'impianto poiché determina la quantità (e la sua stabilità nel tempo) e la qualità dell'acqua alimentata all'impianto.

La qualità dell'acqua alimentata all'impianto è particolarmente influenzata dall'entità del intake per quanto concerne il potenziale fouling, e pertanto determina:

- lo schema dell'impianto, in particolare l'entità dei pre-trattamenti
- le condizioni operative del processo RO: in particolare il massimo *recovery* ammissibile, il *average flux rate* e la frequenza delle operazioni di lavaggio e di sostituzione delle membrane

Pertanto l'entità del intake esercita notevole influenza sui costi di investimento e sui costi di esercizio dell'impianto.

D'altra parte la sezione di intake non solo deve minimizzare i costi dell'impianto, ma anche gli impatti ambientali, e spesso risulta complesso ottenere entrambi i risultati.

Come possibile osservare nello schema in *Figura 3.1* le soluzioni di intake possono essere distinte in due macrocategorie (*Le Roux, 2010*):

- intake diretto
- intake indiretto

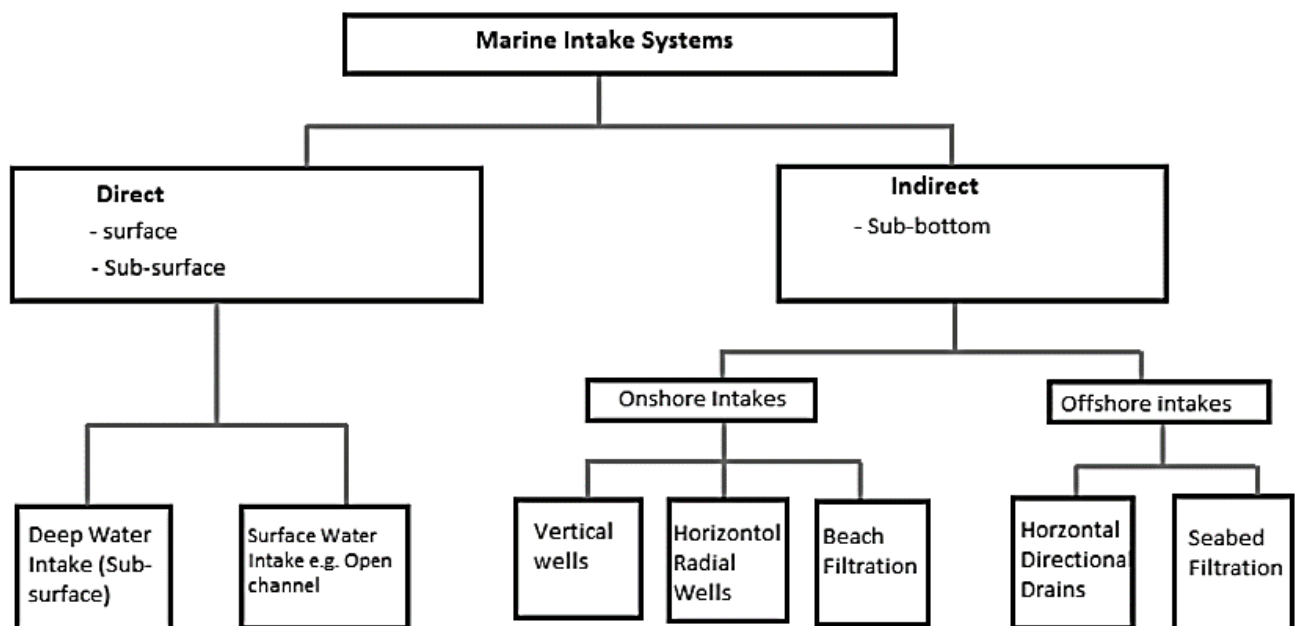


Figura 3.1. Soluzioni di intake possibili. Le soluzioni di intake possono essere distinte in due macrocategorie: intake diretto e intake indiretto. (*Le Roux, 2010*).

La soluzione di intake diretto, detta anche *open intake*, consiste nel trasferimento diretto dell'acqua dal mare all'impianto, come illustrato in *Figura 3.2*.

A sua volta nell'ambito di intake diretto si distingue tra surface intake e subsurface intake (*Figura 3.2*). Il primo consiste nella realizzazione di un canale che convogli l'acqua dalla zona di prelievo in mare aperto verso l'impianto. Il secondo consiste nella realizzazione di una condotta sottomarina per il trasferimento dell'acqua dal punto di prelievo in mare aperto all'impianto. Certamente dal punto di vista dei costi di costruzione la soluzione di subsurface intake è più costosa, tuttavia poiché fornisce acqua di miglior qualità dal punto di vista del potenziale fouling, determina minori oneri in fase di pre-trattamento e di dissalazione.

In entrambi i casi la struttura di prelievo è dotata di griglie per evitare l'ingresso di corpi grossolani, tra cui anche specie ittiche.

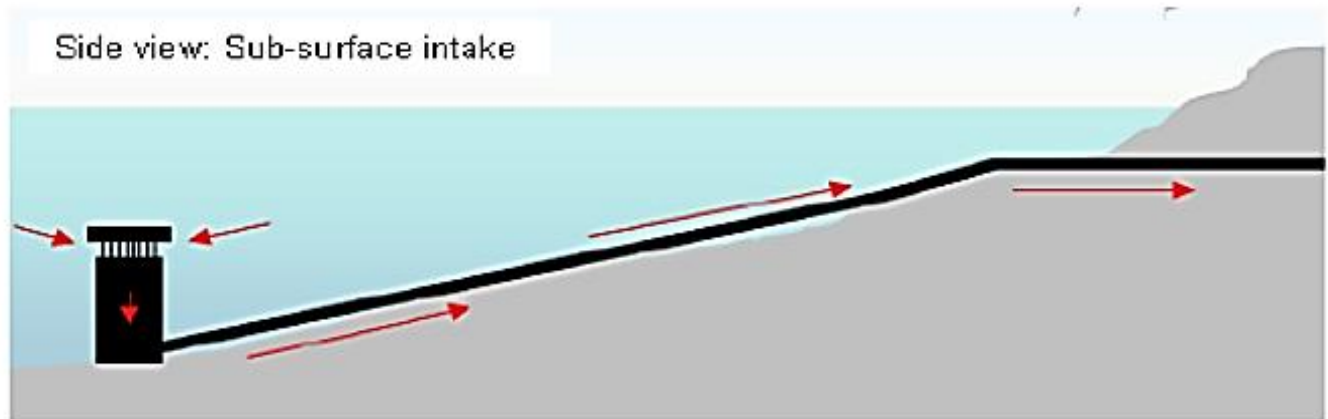


Figura 3.2. Schema relativo alle soluzioni di subsurface direct intake (in basso). Tale soluzione consiste nella realizzazione di una condotta sottomarina per il trasferimento dell'acqua dal punto di prelievo in mare aperto all'impianto. (Reynolds, 2008).

La soluzione di intake indiretto consiste nel prelevare l'acqua di mare attraverso pozzi verticali o orizzontali posti in prossimità della costa o al di sotto del fondale marino.

Grande vantaggio del intake indiretto consiste nella possibilità di sfruttare l'effetto naturale di filtrazione, consentendo una riduzione del contenuto di solidi sospesi e del contenuto di sostanza organica presente, riducendo così l'entità dei pre-trattamenti e il rischio fouling ai danni delle membrane di osmosi inversa.

Si possono distinguere due principali tipologie di intake indiretto (Le Roux, 2010): offshore e onshore in relazione al fatto che il sistema di prelievo pesca acqua in mare aperto (Figura 3.3) o in prossimità della costa (Figura 3.4). Nel primo caso la realizzazione dell'opera di presa risulta più costosa, tuttavia la qualità dell'acqua alimentata all'impianto in termini di potenziale fouling risulta migliore, il che comporta notevoli benefici economici all'esercizio dell'impianto.

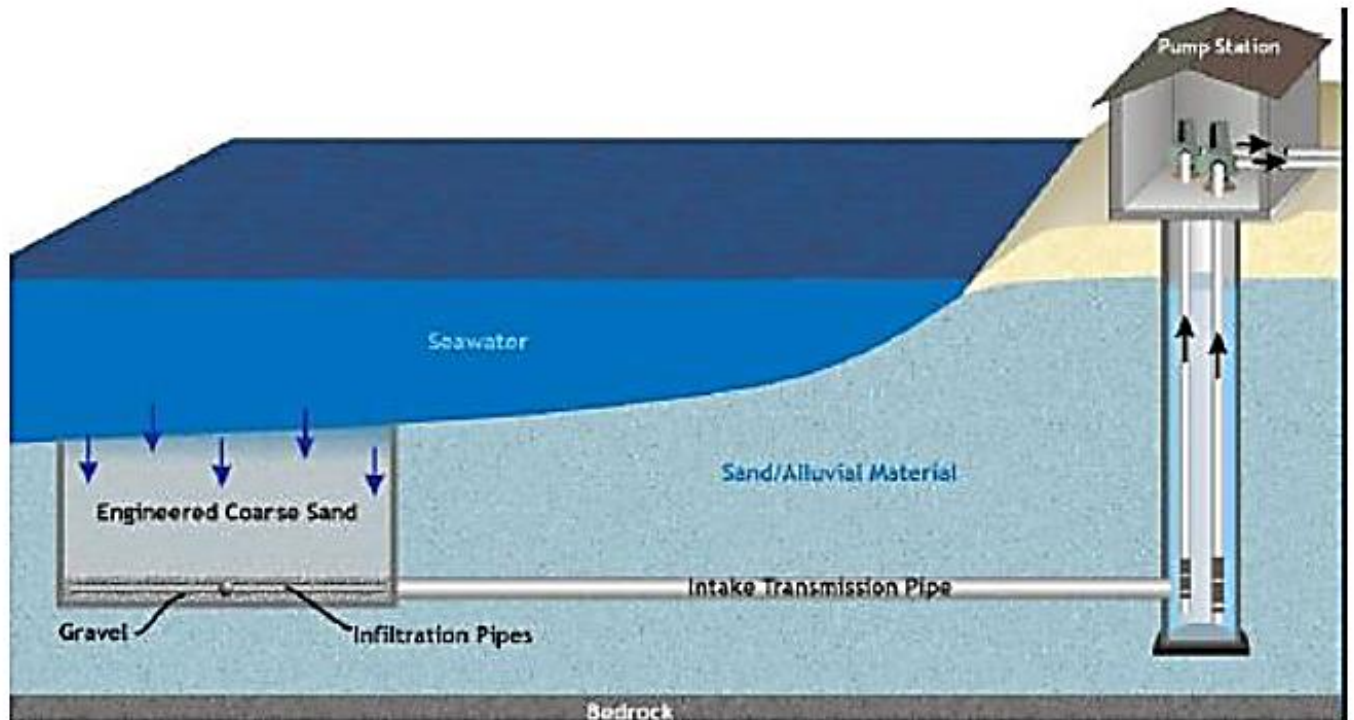


Figura 3.3. Schema relativo alla soluzione di offshore indirect intake. L'acqua di mare è prelevata attraverso pozzi che pescano al di sotto del fondale marino, in mare aperto. In tal caso in prossimità del prelievo il fondale originario è sostituito da sabbia grossolana (Reynolds, 2008).

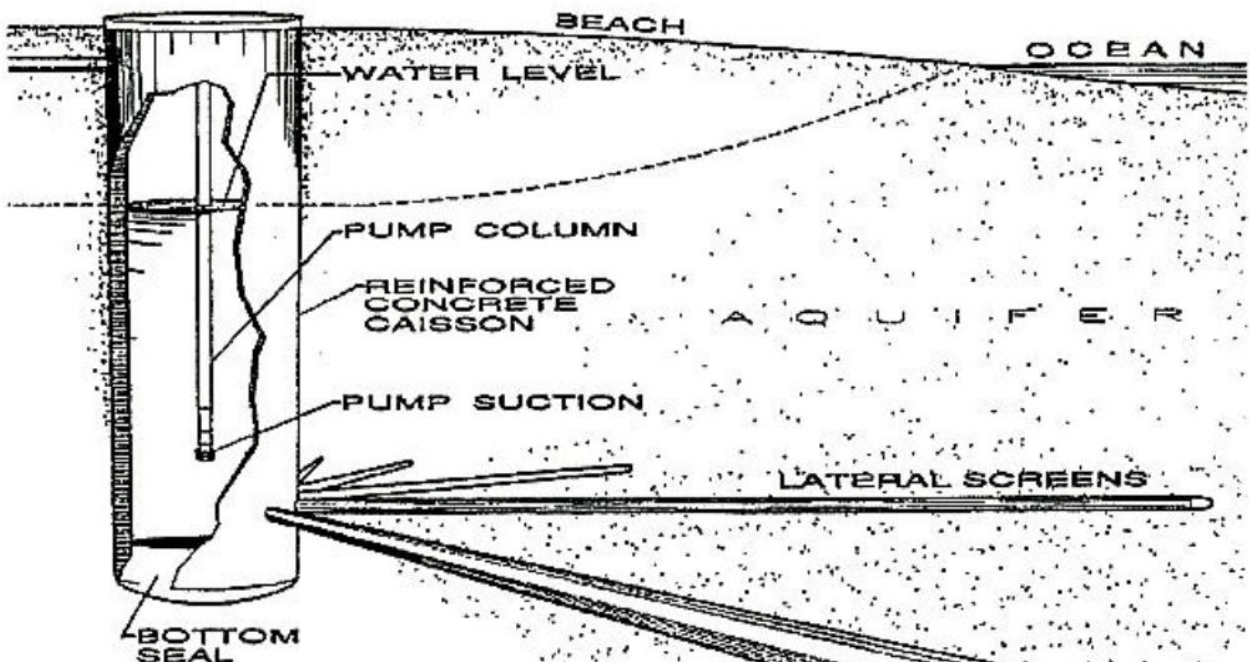


Figura 3.4. Schema relativo alla soluzione di onshore indirect intake. L'acqua di mare è prelevata attraverso pozzi che pescano in prossimità della costa. Nella soluzione in figura il pozzo è provvisto di collettori che si estendono radialmente allo scopo di incrementare la superficie di prelievo. (M. Wilf, 2007).

L'acqua prelevata mediante intake indiretto tipicamente possiede un minor potenziale fouling, in ragione di una ridotta presenza di solidi sospesi, sostanza organica e alghe, tanto che talora (es. Pembroke Seawater desalination plant) l'entità dei pre-trattamenti si riduce alla sola applicazione delle operazioni di filtrazione con filtro a cartuccia, aggiustamento del pH e dosaggio antiscalant (*M. Wilf, 2007*).

Come verrà ampiamente illustrato nel *Cap. 3.2* l'acqua prelevata mediante intake diretto invece richiede tipicamente l'impostazione di una linea di pre-trattamento più articolata.

Tuttavia nel caso di intake indiretto, in particolare se effettuato onshore, la portata di acqua prelevabile è limitata da evidenti considerazioni di carattere idrologico, tanto da limitarne l'applicazione ad impianti di dissalazione di taglia non elevata (*M. Wilf, 2007*).

Se la capacità dell'impianto è superiore a 40.000 m³/d la presa è tipicamente realizzata mediante soluzione di intake diretto (*Pankratz, 2006*).

Il sub-surface direct intake è la soluzione di presa più comunemente applicata nel caso di grandi impianti di dissalazione di acqua di mare.

Il punto di prelievo è localizzato in mare aperto, lontano dalla costa e a elevata profondità, idealmente nel punto in cui l'acqua mostri caratteristiche il più possibile stabili e non risenta di fenomeni costieri o superficiali quali la presenza di alghe, l'interferenza provocata dalla presenza scarichi idrici o dal traffico navale, ecc... Tuttavia è necessario tener conto anche della topografia del fondale marino e dei costi della struttura.

Pertanto spesso la scelta del punto di prelievo è effettuata in modo da trovare un compromesso tra l'esigenza di prelevare acqua caratterizzata da un basso potenziale fouling e contenere i costi della struttura di presa.

In *M. Wilf, 2007* è consigliato di effettuare il prelievo ad una profondità di 10 – 15 m. Per assicurare tale condizione il punto di prelievo è localizzato a centinaia o addirittura qualche migliaio di chilometri dalla costa.

Il punto di prelievo deve inoltre essere localizzato ad una adeguata distanza dal punto di scarico del concentrato, in modo da non risentire di alcun effetto incremento della salinità. Tale distanza tipicamente deve essere superiore a qualche decina di metri (*M. Wilf, 2007*).

Nel caso di sub-surface direct intake il sistema di presa è costituito dalla condotta sottomarina, dalla torre di presa (intake tower) e dal sistema di pompaggio (vedi *Figura 3.2*).

La intake tower ha scopo di convogliare l'acqua di mare nella condotta sottomarina ed è pertanto localizzata in prossimità del punto di prelievo. La intake tower assicura:

- che la presa sia realizzata ad una altezza rialzata rispetto al fondale marino (2 – 5 m, *M. Wilf, 2007*) onde limitare l'ingresso di solidi
- un primo effetto di grigliatura, che limiti l'ingresso di corpi grossolani, tra cui specie ittiche, i quali oltre a problemi di occlusione della condotta possono provocare danni al sistema di pompaggio
- che l'ingresso d'acqua all'interno della condotta avvenga a bassissima velocità (< 0,3 m/s, *M. Wilf, 2007*) in modo da contenere l'effetto di risucchio di corpi grossolani eventualmente presenti nell'ambiente idrico circostante

Il diametro della condotta è scelto in modo da assicurare una certa velocità al flusso di acqua (1 – 1,5 m/s, *M. Wilf, 2007*), che non deve essere troppo bassa per evitare deposito di materia, né troppo alta per evitare di avere perdite di carico eccessive.

3.2. Pre-trattamenti

3.2.1. Perché effettuare i pre-trattamenti

L'acqua di mare alimentata all'impianto di dissalazione può contenere impurità di varia natura come solidi sospesi, colloidali, Sali poco solubili, alghe, oli e grassi, microorganismi, molecole organiche, che nel corso del processo di osmosi inversa andrebbero a depositarsi sulla superficie della membrana osmotica riducendo o addirittura impedendo la permeazione di acqua attraverso la membrana e incrementando le perdite di carico lungo la membrana, determinando così un calo di prestazioni del processo.

In relazione alla forzante che determina il fenomeno si distingue tra:

- **Scaling:** provocato dalla precipitazione di Sali inorganici sulla superficie della membrana a seguito del superamento del relativo limite di solubilità
- **Fouling:** dovuto al trasporto di materiale particolato o di materia organica sulla superficie della membrana, o dalla crescita di una pellicola biologica sulla superficie stessa (biofouling)

Possibili soluzioni per far fronte al problema sono:

- Pre-trattamenti dell'acqua da alimentare al processo di osmosi inversa finalizzati a ridurre l'intensità dei fenomeni di scaling e fouling
- Lavaggio periodico (1 – 12 volte l'anno, *Wolf, Sivern, 2004*) delle membrane al fine di rimuovere, almeno parzialmente, i depositi formati

Entrambe le soluzioni debbono essere attuate: anche se ben effettuati i pre-trattamenti non riescono ad evitare completamente il problema, ma solo a ridurre la velocità di formazione dei depositi, riducendo così la frequenza delle operazioni di lavaggio (*Fritzmann et al., 2007*). D'altra parte attraverso le operazioni di lavaggio non è possibile rimuovere completamente i depositi formati, ragione che concorre a determinare un deterioramento progressivo delle membrane e a limitarne la vita utile.

I pre-trattamenti assumono dunque un ruolo importante non solo nel determinare le prestazioni del processo di osmosi inversa, ma anche l'economia dell'intero impianto.

L'entità dei pre-trattamenti dipende in gran parte dalle caratteristiche dell'acqua alimentata all'impianto, in particolare relativamente a parametri quali: solidi sospesi, torbidità (NTU), indici di tendenza al fouling (Silt Density Index, Modified Fouling Index), salinità, durezza, TOC, presenza di oli e grassi, presenza di alghe, temperatura, pH.

Questi parametri possono essere significativamente influenzati dalla presenza ad esempio della foce di fiumi (torbidità, TOC), di scarichi di reflui civili o industriali (torbidità, salinità, TOC, alghe), di un porto (oli e grassi) e dal verificarsi di eventi periodici quali bloom algali, tempeste, variazioni nelle correnti marine, inquinamenti accidentali.

Una grossa influenza sulle caratteristiche dell'acqua alimentata all'impianto è determinata anche dalla modalità di presa. Se la presa è effettuata attraverso pozzi di captazione costieri, piuttosto che in mare aperto, l'acqua sarà meno carica di solidi e materiale colloidale e possiederà un minor potenziale di biofouling. Inoltre se la presa è realizzata in mare aperto, e in particolare se a profondità non elevate, l'acqua alimentata all'impianto possiederà delle caratteristiche maggiormente variabili in conseguenza ad eventi esterni.

In *Tabella 3.1* sono riportati i valori di alcuni parametri di interesse per il fouling consigliati in ingresso all'unità di osmosi inversa. La fase di pre-trattamento è dunque volta a garantire il rispetto di questi valori.

Tabella 3.1. Parametri di interesse per il fouling alle membrane a osmosi inversa: valori consigliati in ingresso all'unità RO. I pre-trattamenti sono finalizzati a garantire il rispetto di tali valori (Fritzmman et al., 2007).

Parametro	Valore consigliato	Importanza
SDI ₁₅	< 3 - 5	Particulate fouling
NTU	< 0,2	Particulate fouling
Bacterial count	< 10 ⁶ CFU/mL	Biofouling

3.2.2. Le soluzioni di pre-trattamento possibili

3.2.2.1. Unità di pre-trattamento

Le unità di pre-trattamento possono essere distinte in (Fritzmman et al., 2007):

- Pre-trattamenti fisici: grigliatura, filtrazione granulare, filtrazione a cartuccia, filtrazione a membrana (Micro Filtrazione, Ultra Filtrazione), flottazione, sedimentazione
- Pre-trattamenti chimici: dosaggio di acidi, antiscalant, disinfettanti, agenti coagulanti, flocculanti

La filtrazione granulare impiega in genere sabbia come supporto filtrante, spesso preceduta da un supporto di granulometria più grossolana quale antracite. I due supporti granulari possono essere utilizzati all'interno dello stesso dispositivo di filtrazione oppure se l'acqua è maggiormente carica di solidi, alghe e materia organica in dispositivi separati, secondo una configurazione a doppio stadio.

Accanto ad un effetto di filtrazione meccanica dei solidi, si ha un blando effetto secondario di rimozione della sostanza organica presente nell'acqua (20 – 60% di efficienza) esercitato da una leggera pellicola biologica che si forma sul supporto poroso.

Per assicurare un buona qualità dell'acqua inviata alla sezione RO è necessario effettuare coagulazione e flocculazione a monte della filtrazione granulare.

In presenza di solidi di granulometria particolarmente fine, o di pico-plankton in seguito ad eventi di bloom algali è possibile impiegare un terzo supporto filtrante in granato o limonite da disporre in coda alla filtrazione a sabbia.

I dispositivi di filtrazione possono operare a gravità oppure in pressione. Dati gli elevati costi di costruzione di dispositivi di filtrazione in pressione di grandi dimensioni, i filtri in pressione sono impiegati tendenzialmente negli impianti di dissalazione di taglia medio-piccola, sebbene non manchino importanti eccezioni quali gli impianti di Perth (Australia) e Carboneras (Spagna).

I filtri in pressione rispetto ai filtri a gravità risentono maggiormente di significativi picchi di torbidità, in quanto sono caratterizzati da una più bassa capacità di ritenzione di solidi.

In caso l'acqua in ingresso all'impianto sia caratterizzata da elevata torbidità (torbidità media superiore a 30 NTU o picchi di torbidità di 50 NTU per più di 1h) è bene precedere l'unità di filtrazione con una sedimentazione. La sedimentazione può essere effettuata mediante vasche di sedimentazione convenzionali o in caso sia richiesta una più spinta rimozione dei solidi mediante sedimentatori a pacchi lamellari. (Voutchkov, 2010).

La filtrazione a membrana può essere effettuata con membrane a Ultra Filtrazione (UF) o a Micro Filtrazione (MF). Le prime sono in grado di rimuovere particelle di dimensioni 0,01 µm, mentre le membrane MF particelle di dimensioni 0,1 µm.

Le membrane UF hanno trovato più diffusa applicazione delle membrane MF, in quanto rispetto a queste sono in grado di realizzare un più spinto effetto di filtrazione. (Voutchkov, 2010).

Moduli più comunemente applicati per il pre-trattamento sono moduli a fibre a cave (Wolf et al., 2005, M. Wilf, 2007), con diametro interno delle fibre pari o inferiore a 0,5 mm.

Tra i vantaggi dei moduli a fibre cave rispetto ai moduli a spirale avvolta è il fatto di tollerare un maggior carico di solidi, richiedendo così pre-trattamenti meno spinti (M. Wilf, 2007).

In relazione alla pressione di esercizio i dispositivi di filtrazione a membrana possono essere distinti in pressure-driven e vacuum-driven. I primi operano ad una pressione di 1 – 2,5 bar, mentre i secondi a 0,1 – 0,8 bar. (Voutchkov, 2010).

Nei sistemi vacuum-driven il flusso di acqua è dall'esterno verso l'interno delle fibre, viceversa nei sistemi pressure-driven (M. Wilf, 2007).

Alle basse temperature (inferiori a 15°C) i dispositivi a membrana di tipo pressure-driven sono in grado di lavorare in maniera più efficiente e affidabile ai dispositivi vacuum-driven.

Per contro i sistemi pressure-driven sono dotati di una minor capacità di ritenzione dei solidi, e pertanto potrebbero risentire maggiormente di eventi di intensa torbidità nell'acqua alimentata.

Le membrane di filtrazione sono protette da una micro-grigliatura in genere di 120 µm (talvolta anche 80 µm), in modo da prevenirle da danneggiamento fisico, che potrebbe essere provocato ad esempio dalla presenza di piccoli oggetti taglienti, quali ad esempio frammenti di conchiglie.

Nei pre-trattamenti a membrana le operazioni di coagulazione e flocculazione non sono tanto importanti quanto nei sistemi a filtrazione granulare: sono necessarie nei sistemi pressure-driven, mentre non sono sempre richieste nei sistemi vacuum-driven, ma in entrambi i casi il dosaggio di chemicals sarebbe comunque più contenuto di quello richiesto nei sistemi che impiegano filtrazione granulare. (Voutchkov, 2010).

Periodicamente si effettua il contro lavaggio delle membrane per rimuovere i depositi superficiali, effettuato mediante acqua filtrata, e con una frequenza inferiore un lavaggio coadiuvato dall'impiego di chemicals (Voutchkov, 2010). In quest'ultimo caso chemicals utilizzati per il lavaggio sono tipicamente NaClO (azione battericida), NaOH (azione estraente) e H₂SO₄ (funzione disincrostante) (M. Wilf, 2007). Al fine di limitare il carico di solidi alimentato alle membrane di filtrazione, che se eccessivo potrebbe ridurne significativamente il fattore di utilizzo, è possibile anteporre alla filtrazione a membrana una vasca di sedimentazione, oppure una filtrazione su supporto granulare o una flottazione ad aria disciolta.

Coagulanti più frequentemente utilizzati sono Sali di ferro (FeCl₃ o Fe₂(SO₄)₃). Cloruro ferrico è preferibile al solfato ferrico perché non aggiunge ioni solfato all'acqua, che andrebbero ad incrementare il rischio scaling nella sezione RO. Sali e polimeri di alluminio sono meno utilizzati perché la solubilità dell'idrossido di alluminio è maggiormente sensibile a variazioni di pH e pertanto risulta più complesso mantenere bassa la concentrazione di alluminio in forma disciolta, incrementando il rischio fouling nella sezione RO (Voutchkov, 2010, M. Wilf, 2007, DOW water – technical manual).

I sistemi di miscelazione più frequentemente utilizzati per la coagulazione nel campo della dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa sono (Voutchkov, 2010):

- Miscelazione statica in linea e successiva flocculazione "in-pipe"
- Miscelazione meccanica in apposite vasche di coagulazione (miscelazione rapida) e di flocculazione (miscelazione lenta)

Un eccessivo dosaggio di coagulanti o una miscelazione poco efficiente sono tra le più frequenti cause di fouling da inorganici nella sezione SWRO e pertanto è bene prestarvi massima attenzione. (Voutchkov, 2010).

La flottazione ad aria disciolta (*Dissolved Air Flotation*, DAF) può essere effettuata a monte dell'unità filtrazione (granulare o a membrana) per la rimozione di foulants quali alghe, oli e grassi, spoglie batteriche, particelle colloidali quali limi e argille (*Voutchkov, 2010*).

Si tratta di una soluzione di pre-trattamento efficace, in particolare nelle situazioni in cui si debba far fronte a picchi di torbidità, improvvise fioriture algali presenza di oli e grassi (*Petry et al., 2007, Fritzmann et al., 2007, Voutchkov, 2010*).

La DAF è in grado di realizzare una riduzione della torbidità a e una riduzione del contenuto di sostanza organica del 30 – 40% e un abbattimento della torbidità sino a valori compresi nell'intervallo 0,5 – 1,5 NTU (*Voutchkov, 2010*). La DAF è applicabile tipicamente per valori di torbidità fino a 50 NTU di torbidità minerale e 200 NTU di torbidità non minerale (*Valade et al., 2009*). La ragione è che al crescere della torbidità per garantire una buona efficienza del processo è necessario fornire una maggior quantità d'aria al sistema (MWH, 2005), il che per valori di torbidità particolarmente elevati diventa insostenibile: in tal caso allora è preferibile ricorrere a sedimentazione (*Valade et al., 2009*).

Esperienze di applicazione della DAF si hanno negli impianti di Tuas (Singapore) e El Coloso (Chile), dove le caratteristiche dell'acqua alimentata all'impianto sono condizionate dalla presenza di un porto nelle vicinanze, e nell'impianto di Barcelona (Spagna).

Il filtro a cartuccia (5 – 10 μm) è comunemente posizionato in coda alla linea di pre-trattamento come unità di sicurezza a tutela della sezione di osmosi inversa.

Nei pre-trattamenti si effettua una pre-disinfezione allo scopo di contenere fenomeni di biofouling ai filtri e alle membrane. La pre-disinfezione esercita infatti un effetto germicida nei confronti della popolazione batterica presente nell'acqua di alimento, evitando così la crescita di popolazioni batteriche sulla superficie delle membrane e dei filtri.

Trattamento di pre-disinfezione più diffuso è la pre-clorazione. A questo proposito lungo la linea dei pre-trattamenti è necessario garantire una concentrazione di cloro libero di almeno 0,5 – 1 mg/L. (*M. Wilf, 2007*). Poiché il cloro esercita un effetto ossidante nei confronti delle membrane osmotiche a monte della sezione di osmosi inversa è necessario effettuare una dechlorazione.

L'effetto germicida del cloro in acqua è dipendente dal pH, sebbene meno in acqua di mare rispetto ad altre acque naturali a causa della formazione in fase di disinfezione di acido ipobromoso (HBrO), acido più debole dell'acido ipocloroso (*Fritzmann et al., 2007*). Pertanto può essere utile effettuare l'aggiustamento del pH già nelle prime fasi della linea di pretrattamento.

La pre-clorazione può essere effettuata in modalità (*M. Wilf, 2007*):

- In continuo: il dosaggio di cloro è costante nel tempo
- Shock chlorination: si alternano fasi a basso (o addirittura nullo) dosaggio di cloro con fasi ad elevato dosaggio di cloro, dove quest'ultime sono di più breve durata rispetto alle prime

L'utilità della la Shock chlorination deriva dal fatto che l'elevato dosaggio di cloro effettuato periodicamente esercita un maggior effetto germicida rispetto al dosaggio della medesima quantità nel tempo di cloro a basse concentrazioni, alle quali tra l'altro alcune popolazioni microorganiche potrebbero abituarci.

Il problema della pre-clorazione consiste nel fatto che poiché il cloro libero risulta estremamente aggressivo nei confronti delle membrane, a monte delle stesse è necessario effettuare una dechlorazione. Dal momento che nella sezione di osmosi inversa non è presente cloro libero, sulla superficie delle membrane possono svilupparsi colonie batteriche a partire da batteri che sono sopravvissuti alla pre-clorazione, dando luogo così al fenomeno di biofouling.

Inoltre le molecole organiche presenti in acqua di mare sono principalmente molecole complesse: il dosaggio di cloro in continuo esercita una effetto ossidante su di esse, dando luogo a molecole organiche

più semplici e meglio appetibili alle colonie batteriche eventualmente sviluppatasi sulla superficie delle membrane. Per questo motivo una delle tendenze più recenti è quella di abbandonare la clorazione in continuo ed effettuare la Shock chlorination alternando fasi a dosaggio basso o addirittura nullo di cloro con fasi a dosaggio di cloro molto elevato (*M. Wilf, 2007*).

La pre-disinfezione con UV è raramente applicata, in ragione della presenza di colloidali e materia organica, i quali limitano la penetrazione della radiazione UV, riducendo l'efficacia del trattamento (*DOW Water – Technical manual*).

Le membrane composite con strato attivo in poliammide, tipologia di membrane per applicazione RO oggi più diffusa, sono intolleranti alla presenza di agenti ossidanti usati per la disinfezione, in particolare al cloro libero (anche in minima quantità) il quale distruggerebbe lo strato attivo della membrana attraverso meccanismi di ossidazione e idrolisi.

Per evitare un rapido deterioramento delle membrane è dunque necessario dechlorare l'acqua prima che sia sottoposta a osmosi inversa. La dechlorazione può essere effettuata mediante il dosaggio di bisolfito di sodio, o biossido di zolfo o per trattamento con carbone attivo (*MWH, 2005*).

La soluzione più diffusamente impiegata per la dechlorazione è quella di dosare bisolfito di sodio in ragione della sua economicità.

È importante valutare il punto di dosaggio lungo la linea dei pre-trattamenti dell'agente dechlorante. Da uno studio condotto sull'impianto di Al Birk (Mar Rosso) risulta che effettuare la dechlorazione a monte del filtro a cartuccia (ultima unità della linea dei pre-trattamenti) comporta sì un più rapido biofouling ai danni dello stesso, ma un ridotto effetto di biofouling sulla membrana a osmosi inversa. Questo perché più a lungo il cloro rimane nell'acqua, maggiore è la quantità di nutrienti, di substrati più rapidamente biodegradabili prodotti da un effetto di demolizione delle macro-molecole organiche in molecole organiche più semplici ad opera dell'azione ossidante del cloro. Dunque più a lungo il cloro rimane in acqua, maggiore è l'effetto di biofouling ai danni delle membrane RO. (*Saeed, 2002*).

L'aggiustamento del pH è effettuato generalmente allo scopo di ridurre i problemi di scaling nella sezione RO, riducendo il pH dell'acqua di mare alimentata rispetto al suo valore originario, che tipicamente si attesta attorno a 8 – 8,5.

L'aggiustamento del pH può essere effettuato mediante il dosaggio di HCl o H₂SO₄. Il secondo è di più semplice gestione rispetto al primo, il quale è gassoso a temperatura ambiente ed è più tossico. L'impiego di H₂SO₄ teoricamente porrebbe problemi di incremento di concentrazione di solfati, tuttavia i dosaggi sono talmente bassi che tale effetto non risulta significativo.

Come già anticipato l'entità dei pre-trattamenti dipende dalle caratteristiche dell'acqua alimentata all'impianto e dalla loro variabilità, funzione anche della modalità di presa.

Se la presa è realizzata attraverso intake indiretto l'acqua è meno carica di materiale colloidale e caratterizzata da un minor potenziale di biofouling, tanto che talora non è richiesto alcun trattamento di riduzione del materiale colloidale, ma è sufficiente l'impiego di un filtro a cartuccia (*M. Wilf, 2007, Fritzmann et al., 2007*).

Viceversa se la presa è effettuata mediante intake diretto la linea di pre-trattamento diventa più articolata in ragione del maggior potenziale fouling dell'acqua di alimento, in particolare in caso di surface intake (*Cap. 3.1*).

Gli schemi di pre-trattamento possono essere suddivisi in (Fritzmann et al., 2007):

- Pre-trattamenti convenzionali: in genere costituiti dalle unità di flocculazione, sedimentazione, filtrazione a sabbia, filtrazione a cartuccia come unità fisiche
- Pre-trattamenti a membrana: impiegano membrane MF o più frequentemente UF come pre-trattamenti fisici in alternativa a quelli convenzionali

3.2.2.2. Schema di pre-trattamento convenzionale

Gli schemi di pretrattamento convenzionali (Figura 3.5) sono almeno costituiti dalle seguenti unità:

- Grigliatura grossolana (2 - 4 cm)
- Disinfezione
- Coagulazione e flocculazione
- Filtrazione
- Aggiustamento pH e dosaggio antiscalant
- Declorazione
- Filtrazione a cartuccia

L'effetto principale di filtrazione meccanica è esercitato dal filtro granulare a doppio supporto filtrante.

Coagulazione e flocculazione sono essenziali per ottenere una rimozione dei solidi sufficientemente efficace a limitare fenomeni di particulate fouling alle membrane a osmosi inversa.

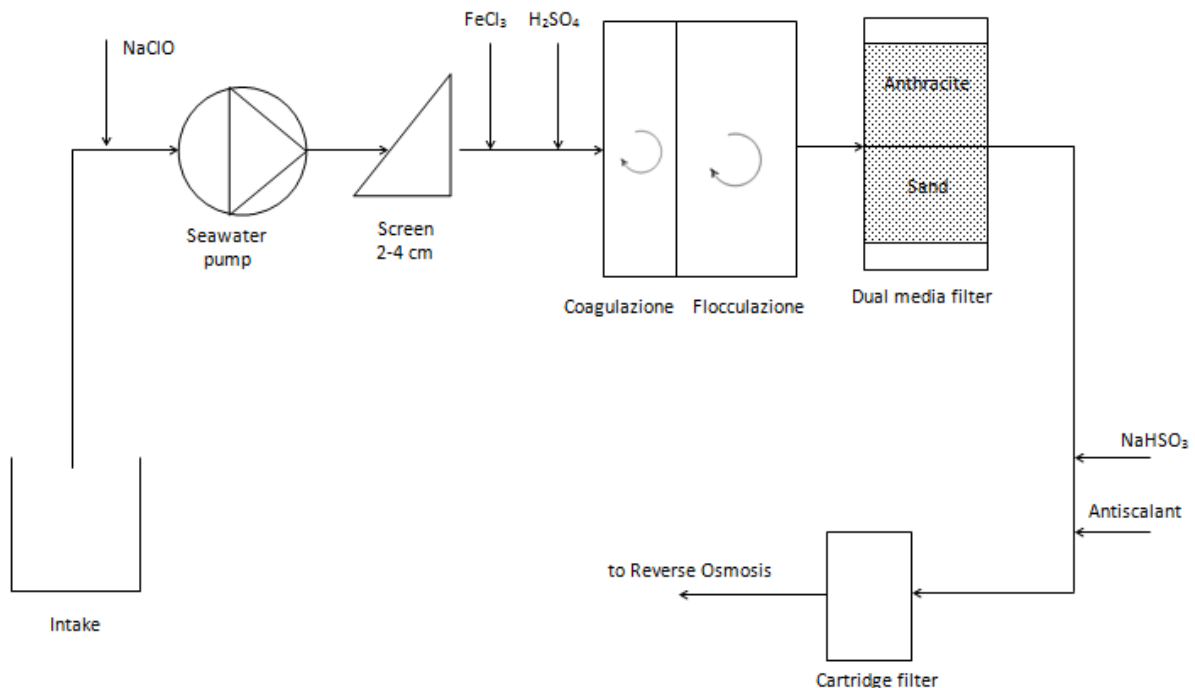


Figura 3.5. Schema tipico di una linea di pre-trattamento di tipo convenzionale. L'effetto principale di filtrazione meccanica è esercitato dal filtro granulare a doppio supporto filtrante. Coagulazione e flocculazione sono essenziali per ottenere una rimozione dei solidi sufficientemente efficace a limitare fenomeni di particulate fouling alle membrane a osmosi inversa.

3.2.2.3. Schema di pre-trattamento con membrane

Gli schemi di pretrattamento con membrane (Figura 3.6) sono almeno costituiti dalle seguenti unità:

- Grigliatura grossolana (2 – 4 cm)
- Grigliatura fine (120 μm)
- Disinfezione
- Coagulazione e flocculazione (eventuali)
- Filtrazione a membrana (UF/MF)
- Aggiustamento pH e dosaggio antiscalant
- Declorazione
- Filtrazione a cartuccia di copertura (eventuale)

L'effetto principale di filtrazione meccanica è esercitato dalla membrana UF o MF (nel caso specifico di Figura 3.6 è utilizzata una membrana UF). L'elevata efficacia di rimozione della torbidità da parte delle membrane (soprattutto UF) fa sì che le operazioni di coagulazione e flocculazione assumano importanza secondaria rispetto a quanto fosse per i pre-trattamenti di tipo convenzionale.

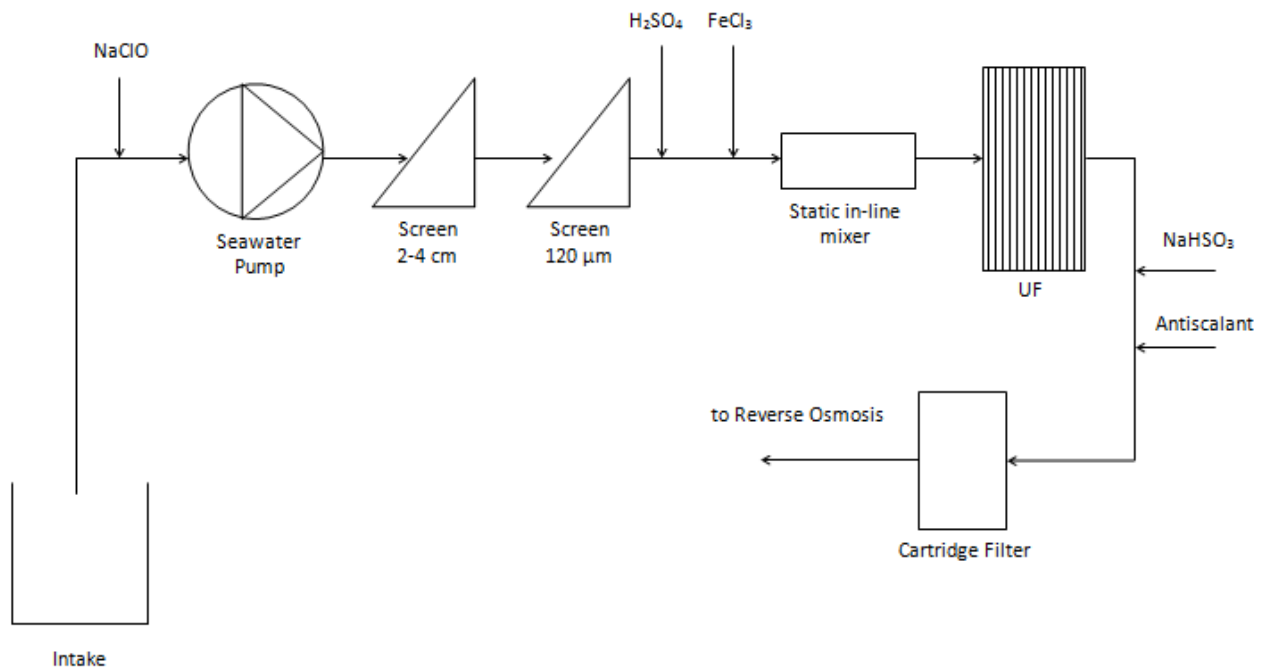


Figura 3.6. Schema tipico di pre-trattamento con membrane. Possono essere utilizzate membrane MF o membrane UF.). L'elevata efficacia di rimozione della torbidità da parte delle membrane (soprattutto UF) fa sì che le operazioni di coagulazione e flocculazione assumano importanza secondaria rispetto a quanto fosse per i pre-trattamenti di tipo convenzionale.

3.2.2.4. Confronto tra pre-trattamento convenzionale e a membrane

I pre-trattamenti a membrana, in particolare UF, presentano il vantaggio di realizzare una più efficace barriera nei confronti di solidi sospesi, colloidali, alcune molecole organiche insolubili e alcune specie di microorganismi, garantendo una miglior qualità dell'acqua alimentata all'unità RO in termini di torbidità anche a fronte di una significativa fluttuazione della qualità dell'acqua alimentata (es. tempeste, fioriture algali).

Il fatto di esercitare un'azione filtrante più intensa riduce il rischio di particulate fouling ai danni delle membrane RO, e pertanto:

- consente di operare con un *recovery* e/o con un *average flux rate* più elevati
- riduce la frequenza di pulizia delle membrane della sezione di osmosi inversa, riducendo così il relativo consumo di chemicals e il fattore di utilizzo dell'impianto (si tenga presente che un lavaggio troppo frequente delle membrane può indurre ad un deterioramento delle stesse)
- incrementa la vita utile delle membrane

I pre-trattamenti a membrana rispetto ai pre-trattamenti convenzionali comportano un minor impiego di spazio e implicano un minor dosaggio di chemicals (*Al-Malek et al., 2005*), in particolare di coagulanti, il cui eccessivo dosaggio può portare a problemi di fouling nella sezione RO.

D'altra parte i pre-trattamenti a membrana non sono in grado di realizzare una significativa barriera nei confronti della sostanza organica disciolta e di alcuni microorganismi marini che sono causa più frequente di biofouling. Questo a causa del più breve tempo di ritenzione all'interno dell'unità di filtrazione a membrana rispetto alle unità di filtrazione di tipo convenzionale, nelle quali accanto ad un effetto di filtrazione meccanica si ha un effetto secondario di parziale rimozione della sostanza organica (efficienza 20 – 60%) ad opera del biofilm sviluppatosi sulla superficie del supporto del filtro., tuttavia in alcuni casi producono acqua dal maggior potenziale di biofouling (*Voutchkov, 2010*).

Inoltre le membrane UF hanno una vita utile 3 – 4 volte più bassa rispetto ai filtri a supporto granulare.

La filtrazione a membrana è caratterizzata da un più basso *recovery* (88 – 94%) rispetto alla filtrazione su supporto granulare (95 – 98%). (*Voutchkov, 2010*).

Gran parte di queste osservazioni sono riscontrabili in *Tabella 3.2 (Wolf, Sivern, 2004)*, nella quale è operato un confronto tra pre-trattamenti a membrane e pre-trattamenti convenzionali sulla base di valori di esperienza relativi a parametri di interesse per la gestione e l'economia dell'impianto quali qualità dell'acqua alimentata alla sezione osmosi inversa, vita utile membrane UF, SWRO e filtro granulare, frequenza di lavaggio delle membrane SWRO (indice della tendenza al fouling dell'acqua alimentata).

Tabella 3.2. *Confronto tra l'impatto prodotto dai pre-trattamenti convenzionali e dai pre-trattamenti a membrana sulla sezione di osmosi inversa. (Wolf, Sivern, 2004).*

	UF pre-treatment: ZeeWeed® 1000 immersed hollow fibre	Conventional pre-treatment: in line coagulation and 2 stage sand filters
Treated water quality	SDI <2.5, 100% of the time Usually <1.5 Constant reliable quality Turbidity < 0.1 NTU	SDI <4, 90% of the time Fluctuating quality Turbidity: <1.0 NTU
Typical lifetime	UF membranes: 5–10 years Cartridges: often not needed	Filters: 20–30 years Cartridges: 2–8 weeks
Average RO flux	~18 L/m ² h	~14 L/m ² h
SWRO replacement rate	~10%	~14% per year
SWRO cleaning frequency	~1–2 times per year	~4–12 times per year
Pre-treatment foot print	~30– 60% (of conventional)	100%

Nel complesso non è possibile affermare quale soluzione sia in assoluto la migliore da applicare. Certamente i pre-trattamenti a membrana costituiscono la soluzione tecnica più efficace ai fini del contenimento dei fenomeni di fouling ai danni delle membrane di osmosi inversa, ma il costo di installazione di un sistema di pre-trattamento convenzionale è decisamente più economico. D'altra parte l'applicazione di un sistema di pre-trattamento a membrana comporta una riduzione dei costi di installazione e dei costi di esercizio nella sezione di osmosi inversa, una riduzione del consumo di chemicals relativi all'operazione di coagulazione e un incremento del fattore di utilizzo dell'impianto. Diversi autori (*M. Wilf, 2007, Fritzmann et al, 2007, Wolf, Sivern, 2004, Al-Malek, 2005*) hanno dimostrato i benefici economici a lungo termine derivanti dall'implementazione di un sistema di pre-trattamento a membrane piuttosto che un sistema di pre-trattamento convenzionale nell'arco dell'intero ciclo di vita dell'impianto. Di fatto ai fini della scelta di quale sistema di pre-trattamento applicare è necessario valutare i vantaggi e gli svantaggi di entrambe le opzioni alla luce della situazione sito specifica, per la quale gioca un ruolo di rilievo:

- la qualità dell'acqua di alimento in termini di torbidità, fioriture algali, presenza di sostanza organica
- variabilità temporale delle caratteristiche dell'acqua di alimento
- ore di funzionamento dell'impianto

Attualmente la tecnologia di pre-trattamento a membrana sta trovando una rapida diffusione, grazie alla innovazione tecnologica che ha portato ad una riduzione dei costi di installazione e di manutenzione, al punto da consentire in diverse situazioni dei significativi benefici economici a lungo termine (*Voutchkov, 2010, Fritzmann et al., 2006, MWH, 2005*). Attualmente diversi impianti nuovi e in costruzione impiegano pre-trattamenti a membrana. In *Tabella 3.3.a* e *Tabella 3.3.b* sono indicate applicazioni reali di pre-trattamenti convenzionali e a membrana.

Tabella 3.3.a. Applicazioni alla scala reale di pre-trattamenti di tipo convenzionale. (*Voutchkov, 2010*).

Desalination plant location and capacity	Pretreatment system configuration	Average and maximum filter loading rates	Notes
Glen Rocky Plant, Gibraltar – 1400 m ³ /day	Single-stage dual media vertical pressure filters	Filtration rate – 11 m ³ /m ² h (avg.) 16 m ³ /m ² h (max)	Intake – 2/3 of volume from wells and 1/3 from off-shore open intake
Ashkelon, Israel – 325,000 m ³ /day	Single-stage dual media gravity filters	Filtration rate – 8 m ³ /m ² h (avg.) 12 m ³ /m ² h (max)	Open intake – 1000 m from shore
Tuas, Singapore – 136,000 m ³ /day	Combined DAF and sand media filtration	DAF and filtration loading rates – 10 m ³ /m ² h (avg.) 14 m ³ /m ² h (max)	Near-shore open intake in industrial port
El Coloso, Chile – 45,400 m ³ /day	DAF followed by two-stage dual media horizontal pressure filters	DAF rate – 22 to 33 m ³ /m ² h. Filtration rate – 25 m ³ /m ² h (avg.)	Open intake in industrial port frequently plagued by red tide events
Fujairah I, UAE – 170,500 m ³ /day	Single-stage, dual media gravity filters	Filtration rate – 8.5 m ³ /m ² h (avg.) 9.5 m ³ /m ² h (max)	Open intake – high hydrocarbon content of seawater
Kwinana, Perth, Australia – 143,000 m ³ /day	Single-stage dual media pressure filters	Filtration rate – 14.0 m ³ /m ² h (avg.) 18.0 m ³ /m ² h (max)	Offshore open intake
Carboneras, Spain – 120,000 m ³ /day	Single-stage dual media pressure filters	Filtration rate – 12.0 m ³ /m ² h (avg.) 14.0 m ³ /m ² h (max)	Offshore open intake
Barcelona, Spain – 200,000 m ³ /day	DAF, first-stage dual media gravity filters, second-stage dual media pressure filters	DAF rate – 25 to 40 m ³ /m ² h. Filtration rate (first stage) – 10–15 m ³ /m ² h. Filtration rate (second stage) – 20–25 m ³ /m ² h	Open intake – 1500 m from shore

Tabella 3.3.b. Applicazioni alla scala reale di pre-trattamenti a membrana. (*Voutchkov, 2010*).

Desalination plant location and capacity	Pretreatment system type and configuration	Hydraulic loading rate (flux)	Notes
Adelaide, Australia 300,000 m ³ /day	Submersible UF membranes	Flux rate – 50 to 60 L/m ² h	Offshore open intake
Fukuoka, Japan – 96,000 m ³ /day	Pressure UF membranes	Flux rate – 60 to 80 L/m ² h	Infiltration gallery
Kindasa, Saudi Arabia – 90,000 m ³ /day	Dual media granular pressure filtration followed by pressure UF membranes	Dual granular media filtration rate – 15 to 20 m ³ /m ² h; Flux rate – 75 to 100 L/m ² h	Near-shore open intake in industrial port
Palm Jumeirah, UAE – 64,000 m ³ /day	Pressure UF system	Flux rate – 55 to 65 L/m ² h	Offshore open intake
Yu-Huan, China – 34,500 m ³ /day	Submersible UF membranes	Flux rate – 30 to 50 L/m ² h	Offshore open intake
Colakoglu Steel Mill SWRO Plant, Turkey – 6700 m ³ /day	Pressure UF system	Flux rate – 50 to 60 L/m ² h	Offshore open intake

3.3. Schemi RO per diverse applicazioni

3.3.1. Configurazioni impiantistiche possibili

Come visto nel *Cap. 2.2.2* all'interno di un impianto a osmosi inversa le membrane sono assemblate all'interno del Pressure Vessels, e più Pressure Vessels sono disposti in parallelo in numero funzione della capacità dell'impianto.

È possibile distinguere tre configurazioni impiantistiche:

- a singolo stadio
- a doppio stadio sul concentrato
- a doppio stadio sul permeato, comunemente detto a doppio passo

dove le ultime due costituiscono una elaborazione della prima, finalizzata a perseguire uno specifico obiettivo.

Lo schema a doppio stadio sul concentrato, rappresentato in *Figura 3.7*, consiste in due stadi di permeazione nei quali il concentrato del primo costituisce l'alimento del secondo. Questo sistema è tipicamente finalizzato a incrementare il *recovery*. Spesso in tale configurazione il secondo stadio è costituito da un numero di Pressure Vessels in serie inferiore rispetto al primo. Infatti poiché nel secondo stadio rispetto al primo è ridotta la portata di alimento, se si mantenesse invariato il numero di Pressure Vessels sarebbe ridotta anche la velocità transitante all'interno degli stessi, incrementando così il fenomeno della polarizzazione.

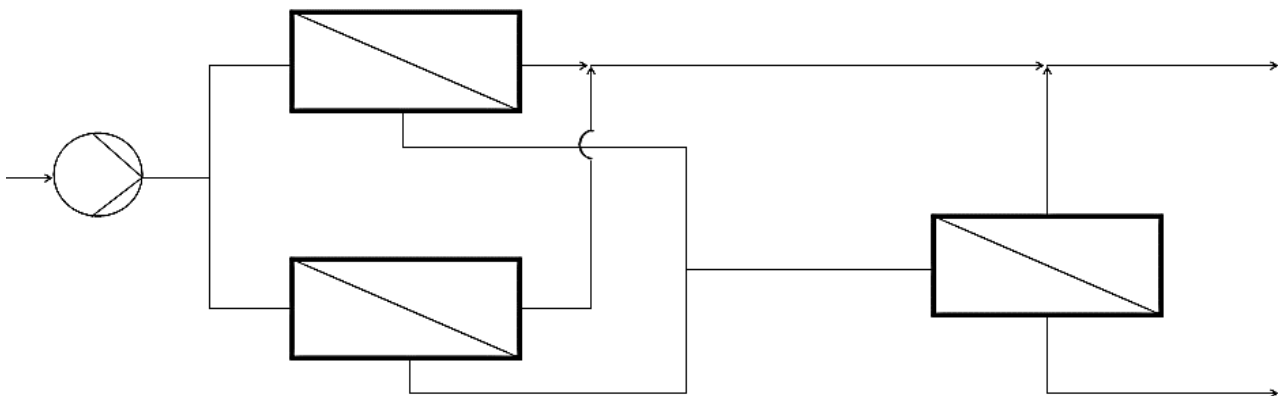


Figura 3.7. Schema impiantistico a doppio stadio sul concentrato. Il concentrato del primo stadio costituisce l'alimento del secondo. Questo sistema è tipicamente finalizzato a incrementare il *recovery*. Spesso in tale configurazione il secondo stadio è costituito da un numero di Pressure Vessels in serie inferiore rispetto al primo. Infatti poiché nel secondo stadio rispetto al primo è ridotta la portata di alimento, se si mantenesse invariato il numero di Pressure Vessels sarebbe ridotta anche la velocità transitante all'interno degli stessi, incrementando così il fenomeno della polarizzazione.

Lo schema impiantistico a doppio stadio sul concentrato è tipicamente adottato nelle situazioni in cui si debba conseguire un *recovery* relativamente alto, ad esempio per applicazioni su acqua salmastra o sul permeato del processo RO. La configurazione rappresentata in *Figura 3.7* presenta due aspetti negativi:

- le perdite di carico sono elevate, e pertanto la pressione idraulica relativa agli ultimi elementi di membrana del secondo stadio può risultare essere molto bassa
- data la difficoltà di controllo della polarizzazione nel secondo stadio le membrane in tale stadio saranno sottoposte a particolare stress, riducendone così la vita utile

Per ovviare al primo problema evidenziato è possibile installare una pompa di rilancio tra i due stadi, di modo che questa incrementi la pressione idraulica del concentrato del primo stadio.

Per ovviare al secondo problema è possibile impostare lo schema impiantistico secondo un solo stadio, nel quale si effettui un parziale ricircolo del concentrato, come in *Figura 3.8*. In questa situazione rispetto allo schema rappresentato in *Figura 3.7* è più semplice controllare la velocità del flusso all'interno delle membrane, riducendo così la polarizzazione e prolungando di conseguenza la vita utile delle membrane. Per contro la salinità del permeato è superiore, in ragione di una maggior concentrazione media di Sali nel comparto di alimentazione.

Inoltre è necessario disporre di una pompa di alimentazione di dimensioni superiori, e la spesa energetica è superiore, in quanto aumenta la portata di alimento da mandare in pressione.

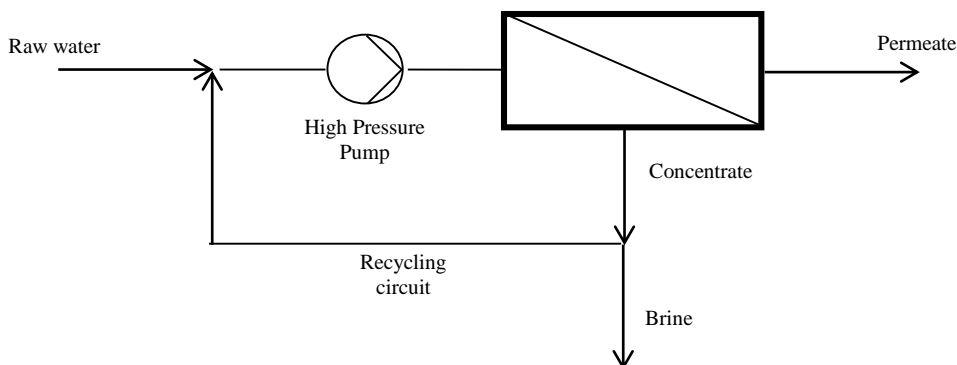


Figura 3.8. Schema impiantistico a stadio singolo con parziale ricircolo del concentrato. È una soluzione alternativa a quella schematizzata in *Figura 3.7*, nelle situazioni in cui si debba realizzare un elevato recovery. Rispetto allo schema rappresentato in *Figura 3* è più semplice controllare la velocità del flusso all'interno delle membrane, riducendo così la polarizzazione e prolungando di conseguenza la vita utile delle membrane. D'altra parte è necessario disporre di una pompa di alimentazione di dimensioni superiori, e la spesa energetica è superiore, in quanto aumenta la portata di alimento da mandare in pressione.

Lo schema a doppio passo, rappresentato in *Figura 3.9*, consiste in due stadi di permeazione nei quali il permeato del primo costituisce l'alimento del secondo, ed è applicato nelle situazioni in cui si voglia incrementare la qualità del prodotto finito. Il flusso di alimento al secondo passo deve chiaramente essere nuovamente portato in pressione.

L'alimento al secondo passo sarà di elevata qualità in termini di potenziale Fouling, e avrà una salinità bassa, pertanto la pressione di alimento al secondo passo sarà bassa, il *recovery* alto (80 – 90%, *M. Wilf, 2007*), e si potrà utilizzare membrane a elevata permeabilità.

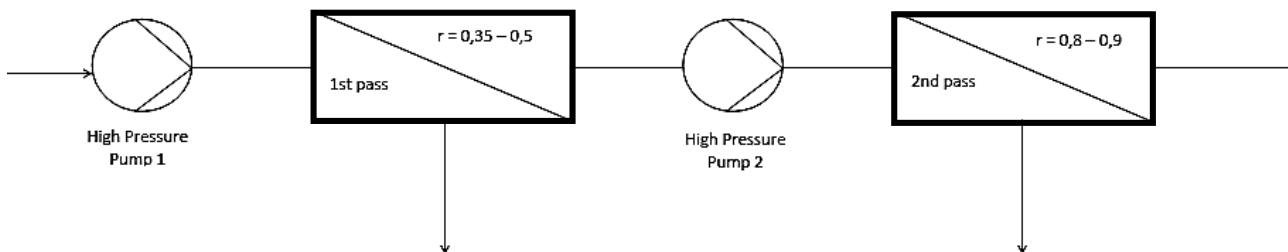


Figura 3.9. Schema impiantistico a doppio passo. Il permeato del primo passo costituisce l'alimento del secondo. Questo schema è applicato nelle situazioni in cui si voglia incrementare la qualità del prodotto finito. Il flusso di alimento al secondo passo deve chiaramente essere nuovamente portato in pressione. L'alimento al secondo passo sarà di elevata qualità in termini di potenziale Fouling, e avrà una salinità bassa, pertanto la pressione di alimento al secondo passo sarà bassa, il *recovery* alto, e si potrà utilizzare membrane a elevata permeabilità.

Poiché il secondo passo opera con elevato *recovery*, è qui applicabile una delle soluzioni impiantistiche illustrate in *Figura 3.7* e in *Figura 3.8*.

Il concentrato del secondo passo è generalmente caratterizzato da una qualità superiore rispetto all'alimento, non solo in termini di potenziale Fouling, ma anche in termini di salinità: può essere pertanto una conveniente soluzione riciclarlo (in parte o totalmente) al primo passo, soluzione che non solo consentirebbe di ridurre all'interno di questo il rischio Fouling, ma anche il rischio Scaling.

Tuttavia, come si vedrà più avanti nel caso del boro, ci possono essere delle limitazioni all'applicazione di questa soluzione di riciclo.

È possibile sottoporre al secondo passo anche solo una quota parte del permeato del primo passo, se ciò consente di conseguire la qualità sul prodotto finito che ci si era prefissati. A tal proposito sono possibili sue opzioni (M. Wilf, 2007):

- ripartire tutto il permeato prodotto dal primo passo tra secondo passo e prodotto finito (*Figura 3.10*)
- Split Partial: sottoporre a secondo passo solo il permeato prodotto dagli ultimi elementi di membrana del Pressure Vessel (Back Permeate or Rear Permeate), mentre quello prodotto dai primi elementi (Front Permeate), di miglior qualità (*Figura 2.20 Cap. 2.3.3*), va a miscelarsi con il permeato del secondo passo e a costituire così il prodotto finito (*Figura 3.11*)

La seconda soluzione rispetto alla prima consente di ridurre incrementare la percentuale del permeato del primo passo che bypassa il secondo passo, pur mantenendo inalterata la qualità del prodotto finito, riducendo così il costo per la dissalazione. D'altra parte questa soluzione richiede l'impiego di un Pressure Vessel configurato appositamente (*Figura 3.12*), e la regolazione della percentuale di bypass risulta più rigida.

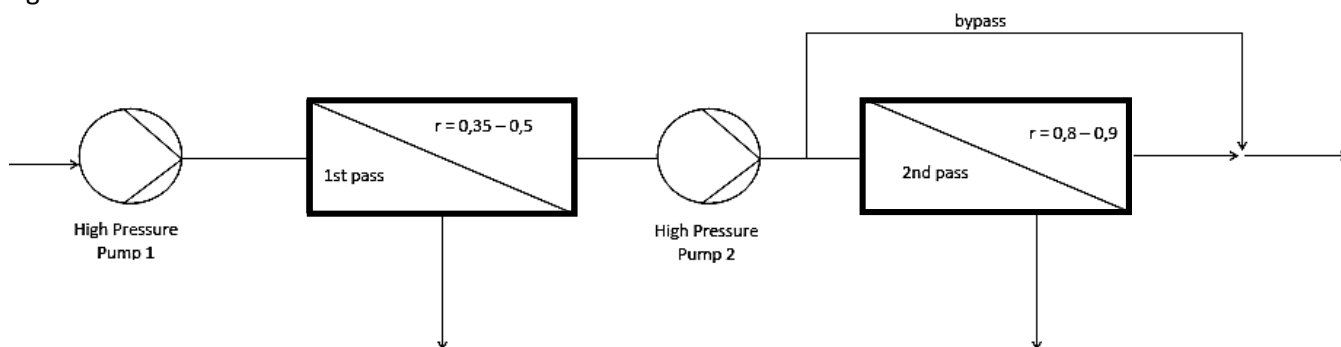


Figura 3.10. Schema impiantistico a doppio passo dove solo una quota parte del permeato del primo passo è sottoposta a nuovo stadio di permeazione. La ripartizione è effettuata su tutto il permeato prodotto dal primo passo.

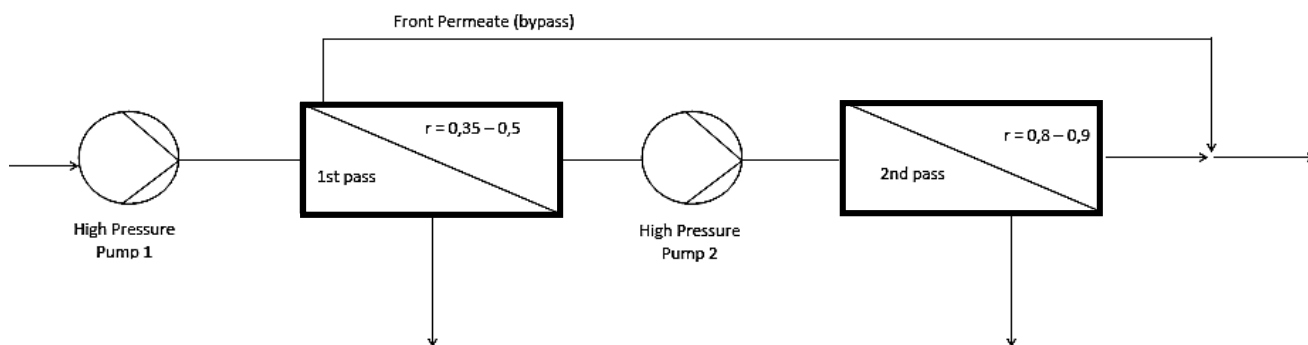


Figura 3.11. Split permeate: schema impiantistico a doppio passo parziale, dove è sottoposto a secondo passo solo il permeato prodotto dagli ultimi elementi di membrana del Pressure Vessel del primo passo, mentre quello prodotto dai primi elementi, di miglior qualità (*Figura 2.10 Cap. 2.3.3*), va a miscelarsi con il permeato del secondo passo e a costituire così il prodotto finito.

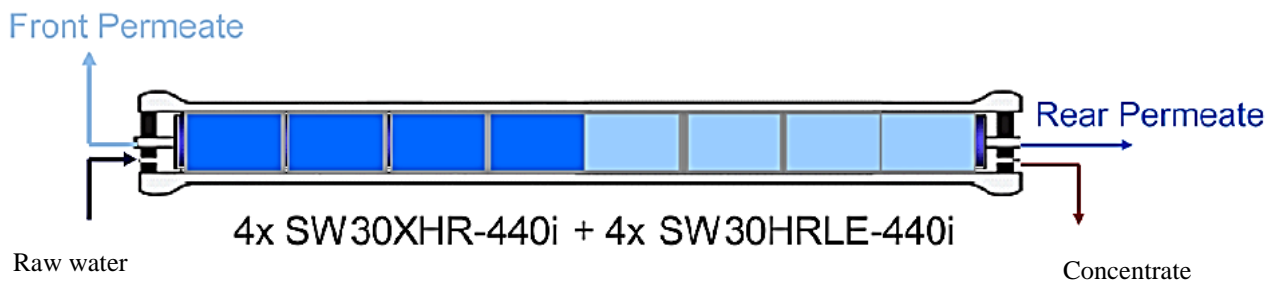


Figura 3.12. Pressure Vessel utilizzato per effettuare lo Split Partial: è costituito da due porte per l'uscita del permeato, localizzate a estremità opposte del Pressure Vessel. Una è atta alla fuoriuscita del permeato prodotto dai primi elementi di membrana (Front Permeate), il quale bypasserà il secondo passo, l'altra è atta alla fuoriuscita del permeato prodotto dagli ultimi elementi di membrana (Rear Permeate) (DOW Water website).

3.3.2. Il problema dello sbilanciamento della produzione di permeato all'interno del Pressure Vessel e le soluzioni possibili

All'interno del Pressure Vessel vi è tipicamente un forte sbilanciamento della produzione di permeato tra i primi e gli ultimi elementi di membrana (Figura 2.18 Cap. 2.3.3) che porta ad una forte riduzione del flusso di acqua nel canale di alimentazione relativo a tali elementi di membrana, e di conseguenza:

- ad un incremento del fenomeno di polarizzazione
- ad un incremento di Fouling e Scaling
- un maggior gradiente di concentrazione salina transmembrana, e di conseguenza un peggioramento della qualità del permeato

Se si riuscisse a bilanciare maggiormente la produzione di permeato tra gli elementi di testa e gli elementi di coda del Pressure Vessel si otterrebbe (Peñat, Garcia-Rodriguez, 2011; M. Wilf, 2007):

- una riduzione della pressione di alimentazione necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato
- un contenimento dei fenomeni di Fouling e Scaling
- un miglioramento della qualità del permeato

Le possibili opzioni applicabili per ottenere un maggior bilanciamento del flusso lungo il Pressure Vessel sono (M. Wilf, 2007):

- Permeate Throttling: si pone una strozzatura regolabile sulla linea del permeato relativo ai primi elementi di membrana, in modo da incrementarne la pressione idraulica e di conseguenza ridurne, secondo la (2.15) (Cap. 2.3.1) la pressione efficace, e quindi la produzione di permeato
- Suddividere il Pressure Vessel in due stadi secondo una configurazione a doppio stadio sul concentrato, tra i quali è interposta una pompa di rilancio. Riducendo la pressione idraulica di alimentazione relativa a primi elementi di membrana, ne si riduce la produzione specifica di permeato (2.15)

- Internal Stage Desing: si pone nelle prime posizioni del Pressure Vessel membrane a bassa permeabilità (ed elevata Rejection: High Rejection membranes), mentre nelle ultime posizioni elementi di membrana a maggior permeabilità (Low Energy membranes)

La terza soluzione è la più applicata, poiché semplice ed efficace, ed esistono diverse applicazioni a piena scala che ne hanno provato i benefici (Peñat, García-Rodriguez, 2011; M. Wilf, 2007).

In Figura 3.13 è indicato come varia il flusso specifico di permeato tra la soluzione in cui si adotti e in cui non si adotti il Internal Stage Design.

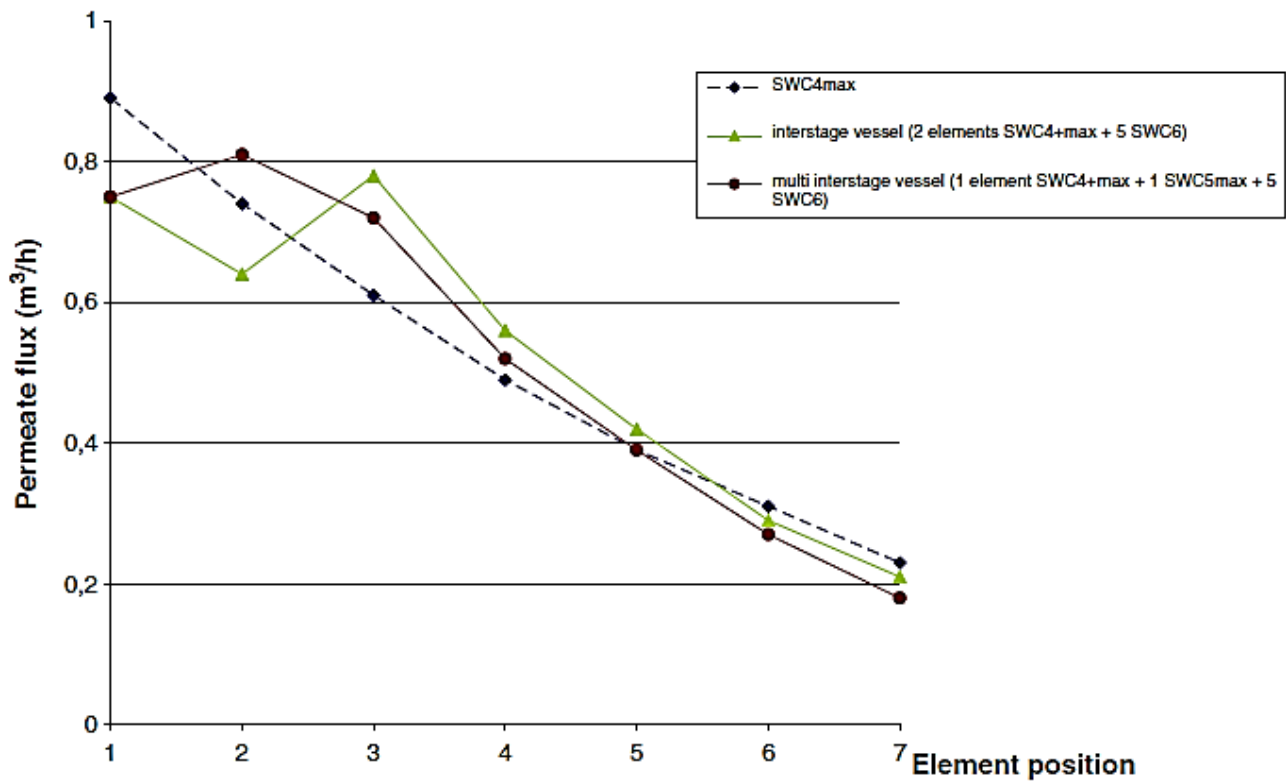


Figura 3.13. Flusso specifico di permeato (J_w , L/m²/h) relativo a ciascun elemento di membrana costituente il Pressure Vessel. Nella situazione in cui si utilizzi tutte membrane della stessa tipologia (SWC4 max) il flusso specifico di permeato risulta particolarmente sbilanciato rispetto alla soluzione con Internal Stage Design (interstage vessel, multi interstage vessel). (Peñat, Rodriguez, 2011).

3.4. Lavaggio delle membrane

Come anticipato nel *Cap. 2.5.1.*, durante l'esercizio dell'impianto a osmosi inversa le membrane subiscono un progressivo sporciamento in seguito ai fenomeni di Scaling e Fouling, in seguito al quale mostrano:

- Riduzione della produzione normalizzata di permeato
- Riduzione del Rejection (normalizzato)
- Incremento delle perdite di carico tra ingresso e uscita del Pressure Vessel

Pertanto periodicamente si effettua l'operazione di lavaggio delle membrane coadiuvato da agenti chimici al fine di ripristinare, almeno parzialmente, le caratteristiche iniziali delle membrane. Si parla di ripristino parziale perché non tutti i meccanismi di Scaling e Fouling sono reversibili.

Una buona pratica richiede di effettuare il lavaggio delle membrane se rispetto alle prestazioni relative alle prime 48 ore di esercizio dell'impianto (*DOW Water – Technical manual*):

- La produzione normalizzata di permeato riduce del 10%
- Le perdite di carico lungo il Pressure Vessel aumentano del 15%
- Il Salt Rejection normalizzato riduce del 10%

Per effettuare il lavaggio delle membrane è necessario disporre di una vasca di lavaggio contenente la soluzione chimica per il lavaggio. Un singolo treno della sezione di osmosi inversa viene quindi messo fuori esercizio e si fa fluire a pressione zero all'interno delle membrane (nel comparto di alimentazione) la soluzione chimica di lavaggio. In *Figura 3.14* è rappresentato lo schema impiantistico relativo al circuito per il lavaggio delle membrane.

L'acqua utilizzata per la soluzione di lavaggio può essere acqua osmotizzata o acqua di mare filtrata.

L'operazione di lavaggio coinvolge, oltre alla sezione di osmosi inversa, anche il filtro a cartuccia.

È possibile modificare la temperatura dell'acqua utilizzata per il lavaggio chimico in funzione dell'operazione di lavaggio che si vuole effettuare, al fine di renderne più efficace l'azione.

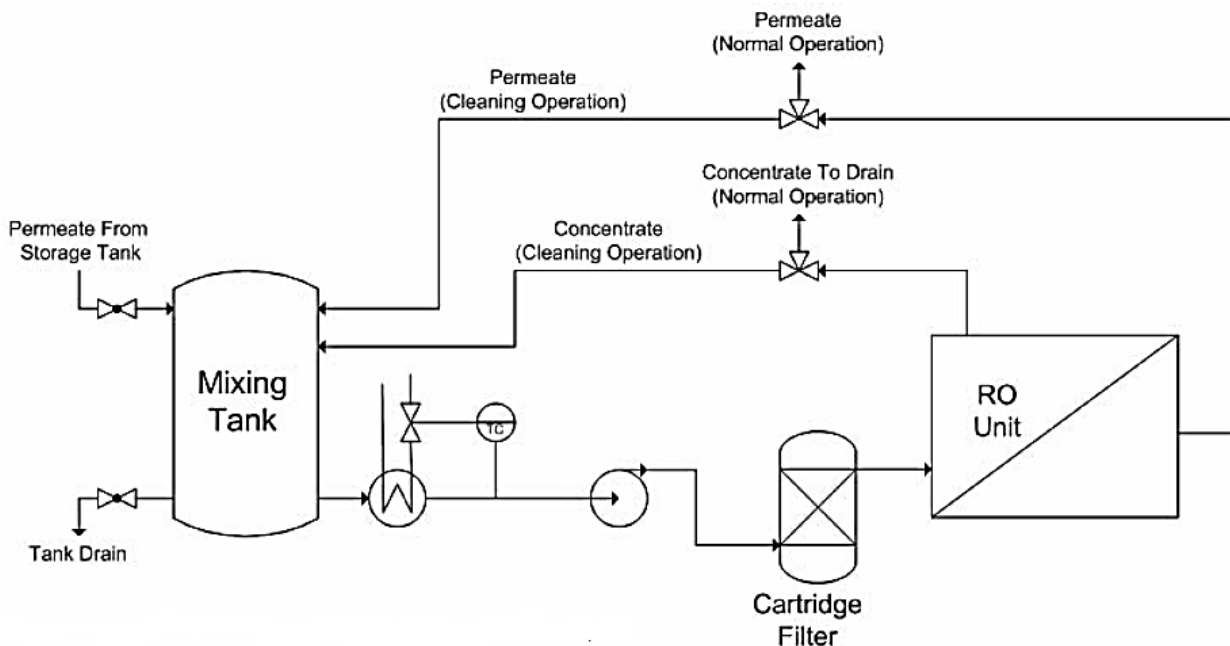


Figura 3.14. Schema impiantistico relativo al circuito di lavaggio delle membrane. Durante tale operazione un singolo treno della sezione di osmosi inversa viene messo fuori esercizio e si fa fluire all'interno delle membrane (nel comparto di alimentazione) la soluzione chimica di lavaggio a pressione zero. Si osservi la presenza della vasca di lavaggio. In questo caso l'acqua della soluzione di lavaggio è fornita da acqua osmotizzata, ma può anche essere fornita da acqua di mare filtrata. (Fritzmann et al., 2007).

L'operazione di lavaggio delle membrane consiste nelle seguenti operazioni (DOW Water – Technical Manual):

- Preparazione della soluzione di lavaggio, dalle caratteristiche chimiche che dipendono dal tipo di fouling sul quale si vuole agire e dal volume che dipende dalle dimensioni del modulo di osmosi inversa che sul quale si vuole effettuare il lavaggio. Eventualmente si pre-riscalda l'acqua da utilizzarsi per le operazioni di lavaggio in funzione della specifica operazione di lavaggio
- Si fa circolare a "pressione zero" all'interno del comparto di monte dei moduli di osmosi inversa la soluzione di lavaggio, come in *Figura 3.14*, e la si continua a ricircolare all'interno del sistema per circa 30 minuti. Durante tale fase non dovrebbe praticamente prodursi permeato, e quello prodotto è ricircolato nella vasca di lavaggio, come in *Figura 3.14*
- Si lasciano le membrane in "ammollo" nella soluzione di lavaggio: si arresta il sistema di pompaggio e si lascia a contatto la soluzione di lavaggio con le membrane per alcune ore
- Si effettua un flussaggio del sistema in modo da allontanare i foulants distaccatisi dalle membrane a seguito dell'operazione di lavaggio

Di seguito verranno passate in rassegna le soluzioni di lavaggio da utilizzarsi in funzione del caso specifico. Il fenomeno di Scaling può essere considerato reversibile o irreversibile a seconda della specie chimica precipitata.

Le incrostazioni da precipitazione di carbonato di calcio possono essere rimosse mediante lavaggio delle membrane con una soluzione acida a pH pari tipicamente a 1 – 2. Il pH in campo acido rende la soluzione aggressiva nei confronti del carbonato di calcio, e lo scioglie. La soluzione di lavaggio è resa acida tipicamente mediante il dosaggio di HCl, mentre l'impiego di H₂SO₄ è da evitarsi in quanto incrementerebbe il rischio di precipitazione di CaSO₄. Il tempo di contatto deve essere di 1 – 2 ore (*DOW water – Technical Manual*).

Le incrostazioni da solfati possono essere rimosse mediante lavaggio con soluzione alcalina (pH 12) ed Na₄EDTA (EDTA tetrasodico). La soluzione è resa alcalina mediante dosaggio di NaOH (*DOW water – Technical Manual*).

Le incrostazioni da silicati possono essere rimosse mediante lavaggio con soluzione alcalina, a pH 12. Il pH è reso alcalino mediante il dosaggio di NaOH. Il tempo di contatto deve essere di 1 – 15 ore (*DOW water – Technical Manual*).

Le incrostazioni da ferro possono essere rimosse mediante lavaggio chimico con idrosolfito di sodio (Na₂S₂O₄) a pH 5. Il tempo di contatto deve essere di 2 – 4 ore (*DOW water – Technical Manual*).

Nel campo della dissalazione di acqua di mare i foulants di maggior interesse sono i carbonati e i solfati, e in una certa misura anche il ferro, qualora il processo di coagulazione non sia effettuato correttamente. Mentre le incrostazioni da carbonati sono facilmente rimovibili, quelle da solfati non lo sono, e pertanto relativamente a quest'ultimi le prestazioni originarie delle membrane sono difficilmente ripristinabili. Le incrostazioni da silicati sono difficilmente rimovibili, e poiché gli antiscalant non sono particolarmente efficaci nei confronti dei silicati, in presenza di questi è bene limitare il *recovery* in modo che la concentrazione degli stessi nel concentrato sia non superiore a 220 mg/L, comunque superiore al loro limite di solubilità di 120 mg/L circa (*Fritzmann et al., 2007*).

Il particulate Fouling è parzialmente reversibile mediante lavaggio a pH 12 con soluzione di NaOH (*Fritzmann et al., 2007*).

Il Fouling provocato da composti organici quali acidi umici e fulvici, oppure oli può essere rimosso alternando una fase a pH 12 (ottenuta mediante dosaggio di NaOH) ad una fase a pH 2 (ottenuta mediante

dosaggio di HCl). Per incrementare l'effetto è possibile coadiuvare la fase a pH alcalino con Na₄EDTA (EDTA tetrasodico) o, preferibilmente, Na-DDS (sodio dodecilsolfato) (*DOW water – Technical Manual*).

Lo sporcamento sulle membrane provocato da biofouling può essere rimosso mediante lavaggio a pH 13 con soluzione di NaOH, eventualmente coadiuvato da Na₄EDTA (EDTA tetrasodico) o, preferibilmente, Na-DDS (sodio dodecilsolfato) (*DOW water – Technical Manual*).

È bene precisare che il Fouling (Particulate Fouling, Organic Fouling, Biofouling) è difficilmente ripristinabile.

3.5. Il problema del boro e le possibili soluzioni

3.5.1. Il problema del boro

Il boro è elemento presente in tutte le acque naturali, in concentrazioni variabili in funzione (*WHO, 2009*):

- della loro identità: tipicamente elevata presenza in acqua di mare
- della natura geochimica dell'area di drenaggio: lisciviazione di rocce e suoli contenenti borati e borosilicati
- della presenza di scarichi di reflui civili o industriali

La concentrazione di boro in acqua di mare è mediamente di 4 - 5 mg/L, valore che può variare notevolmente in funzione della località e della stagione da 0,5 a 9,6, mg/L (*Woods, 1994*). Ad esempio nel Mar Mediterraneo si aggira attorno a 5 mg/L, mentre nel Golfo Arabico raggiunge i 7 mg/L (*Busch, 2003*). L'assunzione in tracce di boro è essenziale per la crescita degli organismi viventi, ma in dosi eccessive può provocare effetti dannosi sugli stessi.

In particolare nei confronti dell'uomo e di diverse specie animali l'assunzione in dosi eccessive di boro può risultare tossica per la riproduzione (*WHO, 2009*), da qui la necessità di limitarne la concentrazione nell'acqua da bere. *World Health Organization* (WHO) indica un valore guida per la concentrazione di boro in acqua da bere pari a 2,4 mg/L (*WHO, 2011*).

Inoltre si sono osservati effetti dannosi alle colture per eccessive concentrazioni di boro nell'acqua di irrigazione. Esistono colture più o meno intolleranti al boro, dunque la concentrazione ammessa nell'acqua di irrigazione dipende dal tipo di coltura. Colture particolarmente sensibili alla presenza di boro sono ad esempio agrumi e kiwi, che mostrano significativi effetti di danneggiamento all'apparato fogliare, riduzione nella produzione di frutti e maturazione precoce degli stessi per concentrazioni nell'acqua di irrigazione superiori a 0,3 mg/L (*Busch, 2003*). In *Tabella 3.4*, tratta da *Maas, 1990*, sono indicati i limiti di tolleranza al boro di alcune colture. In particolare è indicata la concentrazione massima di boro ammissibile nell'acqua presente nel suolo per cui non si osservino significative riduzioni nella produzione agricola. Si assume che la concentrazione tollerabile nell'acqua di irrigazione sia pari a quella tollerabile nell'acqua presente nel suolo.

Tabella 3.4. Tolleranza relativa al boro di alcune colture, e concentrazione massima di Boro tollerabile nell'acqua presente nel suolo [mg/L]. (Maas, 1990). Risulta evidente che diverse colture, peraltro attuate nella zona in esame e importante fonte di sostentamento economico per essa, non tollerano concentrazioni di boro nell'acqua di irrigazione superiori a 0,5 mg/L.

Tolleranza relativa	Concentrazione massima di Boro in acqua [mg/L]	Tipo di coltura
Estremamente sensibili	< 0,5	Mora, Limone
Molto sensibili	0,5 – 0,75	Avocado, pompelmo, arancia, albicocca, pesca, ciliegia, prugna, uva, caco, fico, cipolla, noce
Sensibili	0,75 – 1,0	Aglio, patata dolce, grano, girasole, fagioli, sesamo, lupino, fragola, carciofo di Gerusalemme, arachidi
Lievemente sensibili	1,0 – 2,0	Broccolo, peperone, piselli, radicchio, lattuga, carota, ravanella, cetriolo, patata
Lievemente tolleranti	2,0 – 4,0	Rapa, Cavolo, tabacco, orzo, avena, mais, carciofo, senape, zucca, melone, cavolfiore
Tolleranti	4,0 – 6,0	Erba medica, barbabietole rosse, barbabietole da zucchero, pomodoro
Molto tolleranti	6,0 – 10,0	Sorgo, cotone, sedano
Estremamente tolleranti	10,0 – 10,5	Asparagi

WHO introdusse per la prima volta nel 1993 un valore guida per la concentrazione di boro nell'acqua destinata al consumo umano. Questo valore era pari a 0,3 mg/L (WHO, 1993) e fu poi incrementato a 0,5 mg/L nel 1998 (WHO 1998).

Il valore guida WHO non è stato adottato da tutte le nazioni, le quali hanno invece fissato dei propri limiti normativi, in alcuni casi meno stringenti, come si evince in Tabella 3.5.

Il motivo è riconducibile alla mancanza di informazioni certe su quale sia il valore di concentrazione nell'acqua da bere in grado di provocare significativo impatto sulla salute umana e alla difficoltà tecnica nel conseguire livelli di rimozione del boro particolarmente elevati in modo economicamente sostenibile (Hilal, 2011). D'altra parte per non danneggiare le colture la concentrazione di boro nell'acqua di irrigazione non deve essere superiore a 0,5 mg/L, e pertanto nelle Regioni aride (es. Saudi Arabia) o più specificamente negli impianti in cui la acqua approvigionata è utilizzata anche a scopi irrigui, il limite di concentrazione del boro è più stringente e in genere non superiore a 0,5 mg/L, a maggior ragione se si tratta di aree poco piovose.

Nel 2011 WHO indicò un valore guida per la concentrazione boro nell'acqua ad uso potabile pari a 2,4 mg/L (WHO, 2011), tuttavia tale valore risulta eccessivo per la maggior parte delle colture (cf. Tabella 3.4).

Tabella 3.5. Concentrazioni limite di boro in acqua destinata al consumo umano per alcuni Paesi. (Hilal, 2011).

Regione	Concentrazione massima di Boro [mg/L]	Fonte bibliografica
Saudi Arabia	0,5	SASO, 2000
State of Florida	0,63	US EPA, 2008
State of California	1,0	US EPA, 2008
European Union (UK inclusa)	1,0	EEA, 1998 – Direttiva 98/83/CE
Italia	1,0	D.Lgs 31/2001, in recepimento Dir. 98/83/CE
South Korea	1,0	Republic of Korea, 2009
Israele	< 1,5	Hilal, 2011
Australia	4,0	NHMRC, 2009
Canada	5,0	CDW, 2008

In acqua di mare il boro è presente principalmente come acido borico (H_3BO_3), il quale è un acido debole: pKa variabile tra 8,4 e 9,5 in funzione della forza ionica e della temperatura della soluzione (M. Wilf, 2007). Nelle condizioni operative tipiche degli impianti di dissalazione a osmosi inversa il pH è mantenuto tra valori leggermente acidi (6 – 6,5) e valori leggermente alcalini (7,8 – 8,2): in queste condizioni il boro si trova principalmente nella forma indissociata.

Questo fa sì che mentre le membrane trattengono efficacemente la maggior parte dei soluti (p.e. il *Rejection* di Na^+ e di Cl^- è tipicamente superiore al 99%), in queste condizioni di pH non trattengono con altrettanta efficacia il boro, il cui *Rejection* si attesta spesso a valori inferiori al 80% (Greenlee et al., 2009). D'altra parte lavorare a pH superiore ai valori indicati, condizione che favorirebbe notevolmente la rimozione del boro, comporterebbe forti rischi di incrostazione per precipitazione della durezza, limitando decisamente il *recovery* conseguibile e peggiorando di conseguenza l'economia del processo. Pertanto, come verrà ampiamente discusso in seguito, la necessità di rispettare limiti stringenti di boro nel prodotto finito (Tabella 3.4 e Tabella 3.5) obbliga in diverse situazioni ad ampliare lo schema impiantistico rispetto alla soluzione base (singolo stadio RO).

3.5.2. Chimica del boro

Il boro in acqua di mare è presente principalmente come acido borico H_3BO_3 , in equilibrio con lo ione borato secondo il seguente equilibrio chimico:



La costante di dissociazione acida K_a relativa a H_3BO_3 è definita come:

$$K_a = \frac{[H^+][B(OH)_4^-]}{B(OH)_3} \quad (3.2)$$

Come già anticipato H_3BO_3 in acqua si comporta da acido debole e pertanto l'abbondanza relativa delle specie $B(OH)_3$ e $B(OH)_4^-$, a parità di altre condizioni (T, forza ionica della soluzione), è regolata dal pH della soluzione. La specie borato è prevalente per valori di pH elevati ($pH > pK_a$), mentre la specie indissociata (H_3BO_3) per valori di pH inferiori a pK_a , come è possibile osservare in Figura 3.15.

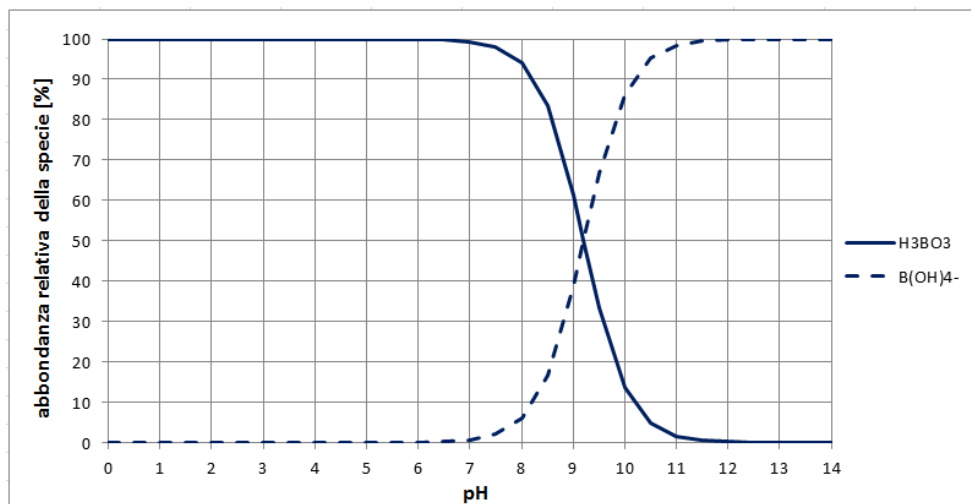


Figura 3.15. Abbondanza relativa (%) delle specie H_3BO_3 e $B(OH)_4^-$ al variare del pH della soluzione, assumendo $pK_a = 9,2$.

Il valore di pK_a dipende dalla temperatura e dalla forza ionica della soluzione, quest'ultima funzione della salinità dell'acqua. È possibile stimare K_a in funzione della temperatura e della salinità attraverso il seguente sviluppo polinomiale (Millero, 1995):

$$\ln(K_a) = \frac{(-8966,90 - 2890,51 \cdot S^{0,5} - 77,942 \cdot S + 1,726 \cdot S^{1,5} - 0,0993 \cdot S^2)}{T} + 148,0248 + 137,194 \cdot S^{0,5} + 1,62247 \cdot S + (-24,4344 - 25,085 \cdot S^{0,5} - 0,2474 \cdot S) \cdot \ln T + 0,053105 \cdot S^{0,5} \cdot T \quad (3.3)$$

dove:

- S : salinità della soluzione [gNaCl/L]
- T : temperatura [K]

Il valore di pK_a diminuisce all'aumentare della temperatura e della salinità dell'acqua, come si evince dal grafico in *Figura 3.16*.

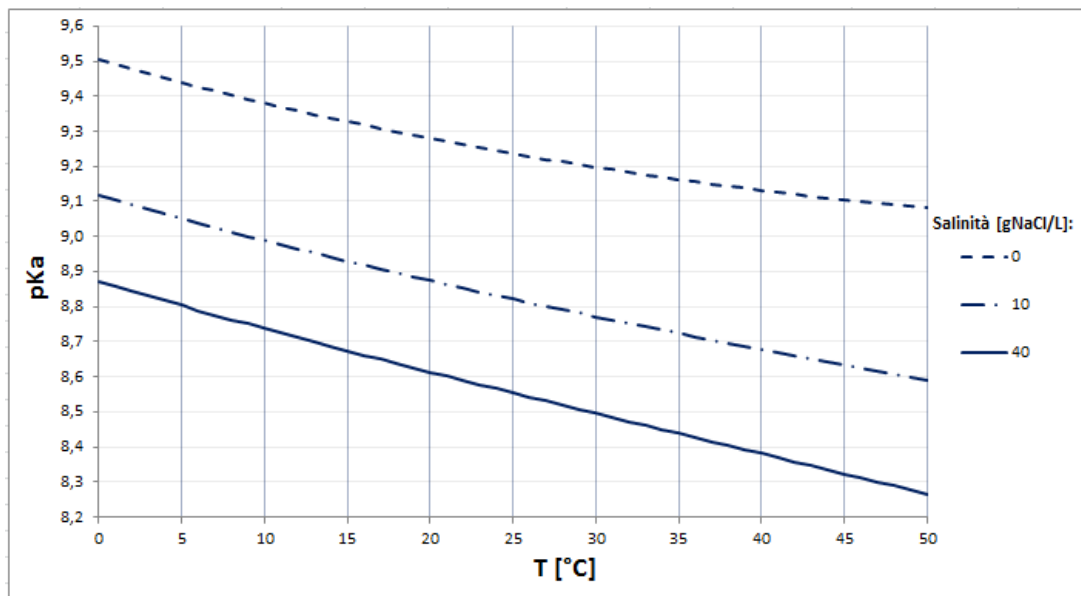


Figura 3.16. pK_a in funzione di T (°C) e della salinità della soluzione (gNaCl/L). Le curve sono ottenute dalla (3.3).

Ne risulta che a parità di pH la frazione di acido borico dissociata in borato sarà tanto maggiore quanto più alta è la temperatura (*Figura 3.17* e *Figura 3.18*) e quanto più alta è la forza ionica, e quindi la salinità, della soluzione (*Figura 3.17* e *Figura 3.19*).

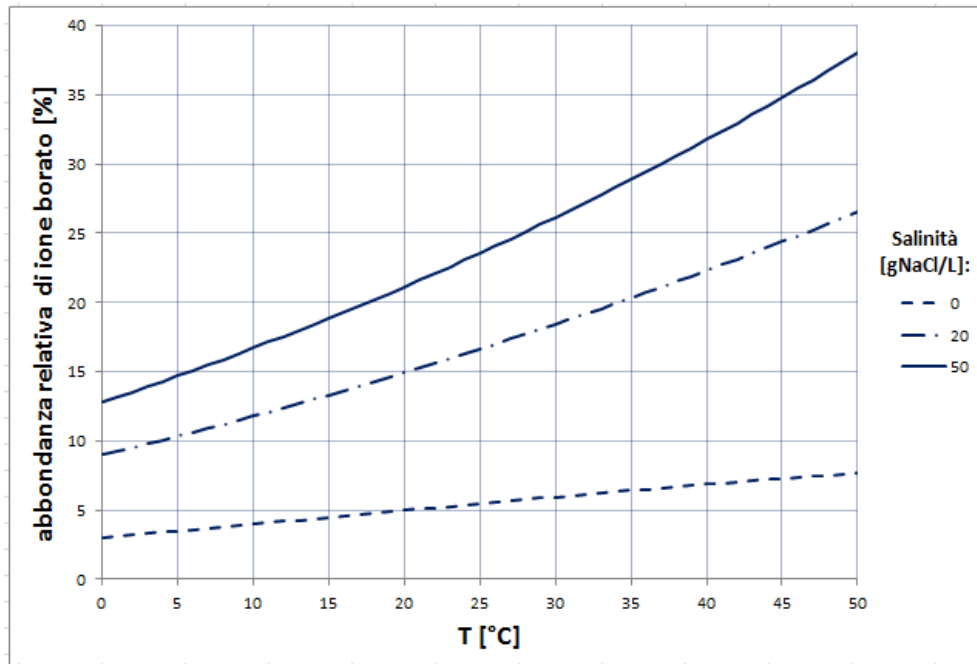


Figura 3.17. Grado di dissociazione del boro al variare di T (°C) e salinità (gNaCl/L), a pH costante e pari a 8. Le curve sono ottenute dalla (3.3).

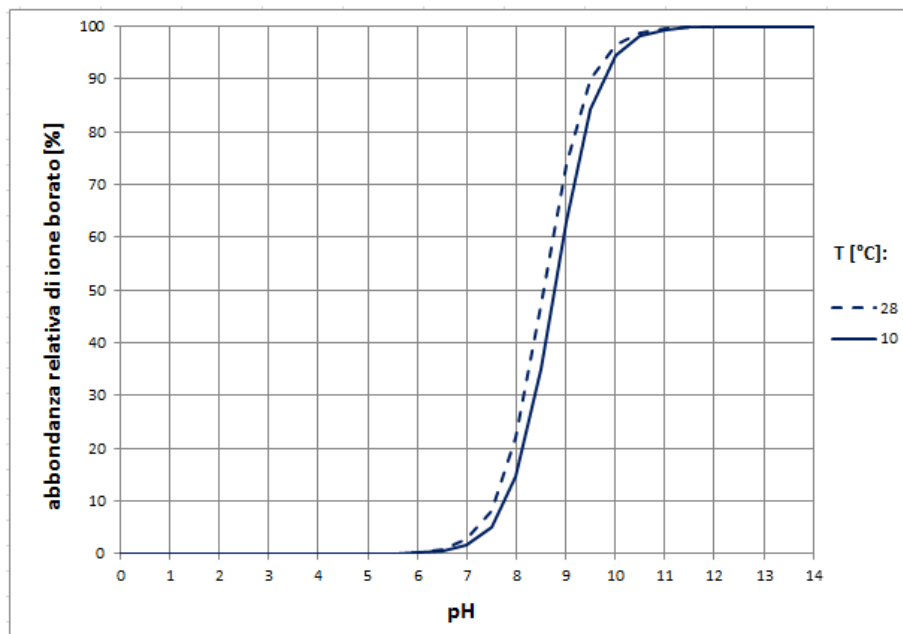


Figura 3.18. Grado di dissociazione del boro in funzione del pH per due diversi scenari di temperatura, a salinità 35 gNaCl/L. Le curve sono ottenute dalla (3.3).

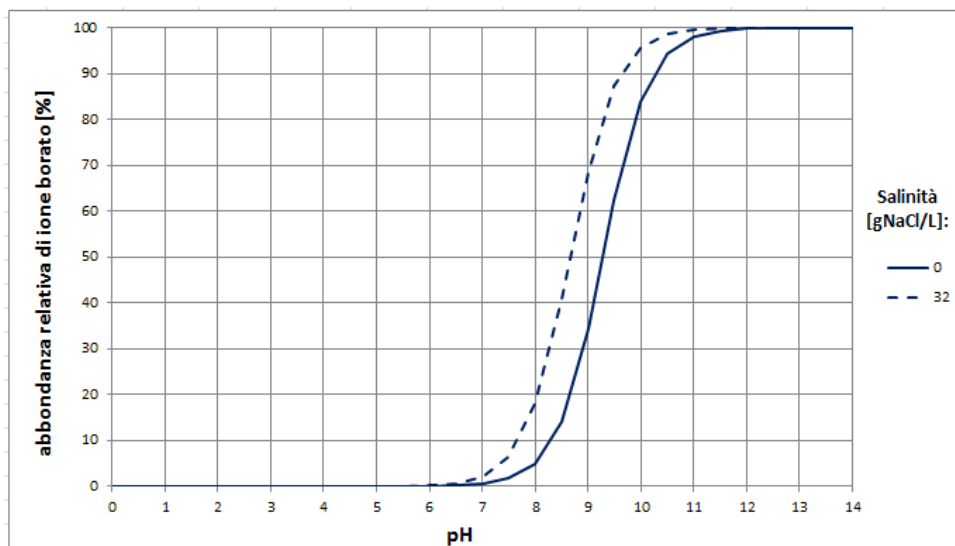


Figura 3.19. Grado di dissociazione del boro in funzione del pH per due diversi scenari di salinità, a temperatura costante e pari a 20°C. Le curve sono ottenute dalla (3.3).

3.5.3. Rimozione del boro attraverso membrane RO

L'efficacia di trattenimento del boro da parte della membrana dipende fortemente dai seguenti fattori:

- dal grado di dissociazione dell'acido borico, come visto influenzato da condizioni operative quali pH, temperatura, salinità
- dalla permeabilità intrinseca della membrana ai soluti nel loro complesso, e al boro in particolare
- da condizioni operative del processo quali pressione di esercizio, *recovery*, temperatura, salinità, velocità del flusso di acqua alimentata

La membrana osmotica risulta poco efficace nel trattenere la specie $B(OH)_3$ sia perché di piccole dimensioni, sia perché neutra, mentre trattiene con efficacia la specie $B(OH)_4^-$ poiché di dimensioni maggiori rispetto alla precedente e a differenza di essa dotata di carica (Busch, 2003).

Dunque in prima analisi si potrebbe affermare che il *Rejection* relativo al boro sia maggiore a pH, temperatura e salinità elevati. In realtà questo è vero solo per il pH in quanto temperatura e salinità, come si vedrà più nel dettaglio in seguito, influenzano negativamente il *Rejection* del boro.

Come si può osservare in Figura 3.18 e Figura 3.19 il grado di dissociazione dell'acido borico aumenta notevolmente passando da pH 8 (tipico acqua di mare) a pH 10: in acqua di mare entro tale intervallo di pH l'abbondanza relativa di $B(OH)_4^-$ passa dal 20% circa a oltre il 90%, influenzando notevolmente il *Rejection* del boro.

Membrane SWRO (Sea Water Reverse Osmosis) di precedente generazione, testate in condizioni nominali (pH 7 – 7,5, *recovery* 15%) mostravano un *Rejection* del boro del 85 – 90%, corrispondente ad un *Rejection* del 78 – 80% nelle condizioni operative tipiche degli impianti RO (M. Wilf, 2007).

Successivamente sono state sviluppate membrane SWRO cosiddette *High Boron Rejection*, ossia membrane osmotiche per acqua di mare in grado di conseguire elevata *Rejection* nei confronti del boro. A differenza delle membrane standard esse sono in grado di agire con una certa efficacia anche nei confronti del Boro in forma in dissociata, grazie ad una ridotta affinità nei confronti del boro e ad una più fitta struttura molecolare dello strato di membrana, tale da realizzare una vera e propria esclusione dimensionale della

molecola di acido borico. Mark Wilf nel 2007 indicava per queste membrane un *Rejection* del boro in condizioni nominali del 92 – 94%, che si traducono in un 88 – 90% nelle condizioni operative degli impianti RO (M. Wilf, 2007).

In *Tabella 3.6* sono indicate le prestazioni di alcune membrane SWRO commerciali nei confronti del boro, in condizioni nominali cui sono testate le membrane. Le membrane considerate in tabella sono tutte di tipo High Rejection. Membrane SWRO di tipo standard presentano valori di *Rejection* del boro leggermente inferiori, che in test condotti nelle stesse condizioni operative indicate in *Tabella 3.6* si attestano attorno al 88 – 91%.

Tabella 3.6. Prestazioni di alcune membrane SWRO commerciali nei confronti del boro così come ricavate nelle relative condizioni nominali di test. Le informazioni sono state ottenute dai relativi cataloghi commerciali.

Azienda	Mod. membrana	Boron Rejection	Condizioni operative del test					
			Pressione [bar]	T [°C]	Salinità [mgNaCl/L]	Recovery	pH	Boro [mg/L]
Toray	TM820K - 400	96 % (typical)	55,2	25	32.000	8 %	8	5
Dow FILMTEC	SW30XHR - 440i	93 % (average)	55,2	25	32.000	8 %	8	5
Dow FILMTEC	SW30HRLE - 440i	92 % (average)	55,2	25	32.000	8 %	8	5
GE	AD – 440	93 % (minimum)	55,16	25	32.000	7 %	8	5

Le membrane BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*) realizzano un *Rejection* del boro rispetto alle membrane SWRO.

M. Wilf nel 2007 indicava per queste membrane 65 – 75% di *Rejection* del boro in condizioni nominali, dove i valori più alti del range competono alle membrane BWRO del tipo *High Boron Rejection*. Per contro queste ultime sono caratterizzate da minor permeabilità all'acqua rispetto alle membrane BWRO standard. Membrane BWRO più recenti sono in grado di conseguire un *Rejection* del boro più elevato, come è possibile osservare in *Tabella 3.7*.

Tabella 3.7. Prestazioni di alcune membrane BWRO commerciali nei confronti del boro così come ricavate nelle relative condizioni di test. Le informazioni sono state ottenute dai relativi cataloghi commerciali.

Azienda	Mod. membrana	Boron Rejection	Condizioni operative del test					
			Pressione [bar]	T [°C]	Salinità [mgNaCl/L]	Recovery	pH	Boro [mg/L]
Toray	TM700	95 % (typical)	10,3	25	2.000	15 %	10	5
Dow FILMTEC	BW30HR - 440i	83 % (average)	15,5	25	2.000	15 %	7	5

Si esamina ora l'influenza delle condizioni operative del processo sul *Rejection* del boro. Condizioni operative esaminate sono: pressione idraulica applicata, temperatura, salinità, velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione, concentrazione di boro nell'acqua di alimento.

La **pressione applicata** influenza positivamente il livello di rimozione del boro conseguibile, come peraltro accade per tutti gli altri soluti. All'aumentare della pressione idraulica aumenta la pressione efficace, e così il flusso specifico di permeato, mentre rimane pressoché invariato il flusso specifico di boro attraverso la membrana, con conseguente riduzione della sua concentrazione nel permeato (Koseoglu et al., 2008 - Güler et al., 2011).

Per avere un'idea dell'entità di questa influenza in *Figura 3.20* sono riportati i risultati sperimentali ottenuti da monitoraggio di un impianto pilota in *Güler et. al, 2011*, a pH 7 – 7,5 e temperatura 16°C, mediante due tipi di membrana.

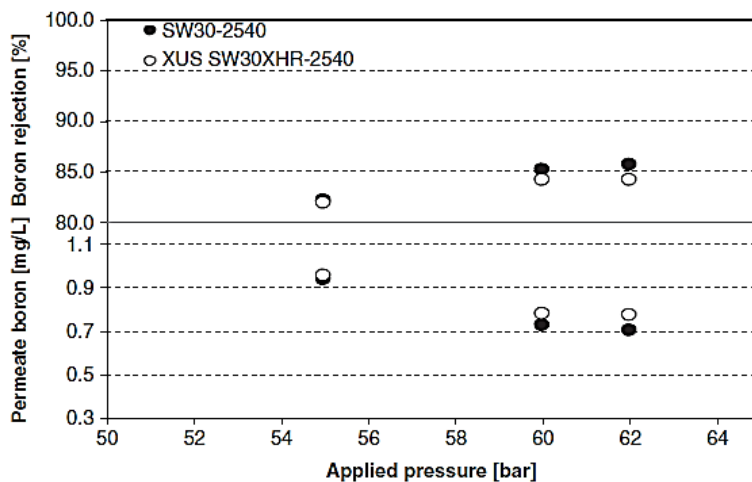


Figura 3.20. Influenza della pressione di esercizio sul Rejection del boro – risultati sperimentali ottenuti mediante prove condotte in impianto pilota a pH 7 – 7,5, temperatura 16 °C, su due differenti tipi di membrane (*Güler et al., 2011*).

L'incremento di **temperatura** da una parte favorisce la dissociazione dell'acido borico, e quindi l'efficacia di trattenimento del boro da parte della membrana, ma dall'altra incrementa la permeabilità della membrana al boro (*M. Wilf, 2007*). Questo secondo effetto è più intenso del primo, e pertanto nel complesso l'efficacia di trattenimento del boro da parte della membrana diminuisce all'aumentare della temperatura, come ben evidenziato in *Figura 3.21*. L'influenza della temperatura è notevole: nel caso riportato in *Figura 3.21* un incremento della temperatura di 10°C può provocare una riduzione del *Rejection* del boro del 7% circa. Nel contesto di dissalazione di acqua di mare l'influenza della temperatura sul *Rejection* del boro è un aspetto da tenere in considerazione nel valutare le prestazioni dell'impianto negli scenari estate/inverno. La temperatura dell'acqua di mare subisce tipicamente una variazione stagionale di 6 - 12°C con evidente influenza sul *Rejection* del boro, oltre che su altre prestazioni del sistema. La fluttuazione stagionale della temperatura risulta più contenuta (3 – 6°C) se la presa è realizzata dal sottosuolo attraverso pozzi di captazione costieri piuttosto che in mare aperto. Questo consentirebbe di ridurre il picco estivo di temperatura dell'acqua e quindi il suo effetto negativo sulla rimozione del boro (*Busch, 2003*).

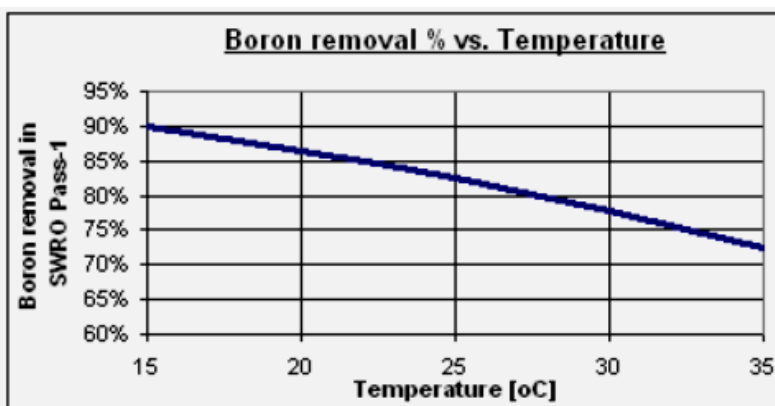


Figura 3.21. Capacità di rimozione del boro in funzione della temperatura, a pH pari a 8, per una membrana osmotica standard specifica per acqua di mare e caratterizzata da elevata Rejection (*Lenntech website*).

Nonostante un incremento di **salinità** favorisca la dissociazione dell'acido borico (Figura 3.17 e Figura 3.19), evidenze sperimentali mostrano una riduzione del *Rejection* del boro all'aumentare della salinità (Oo, Song, 2009; Hung, 2009), riconducibile a:

- un effetto di neutralizzazione di carica o di ostacolo del potenziale superficiale della membrana che si produce in condizioni di elevata salinità, che riducendo la carica negativa della membrana ne riduce l'effetto di repulsione elettrostatica nei confronti dello ione borato (Oo, Song, 2009)
- una più rapida diffusione degli ioni attraverso la membrana causata dall'alterazione della densità di carica della membrana (Bartels et al., 2005)

I seguenti grafici sperimentali mostrano l'influenza della salinità sul livello di rimozione del boro conseguibile a pH 9 (figura a sinistra) e a pH 10 (figura a destra), mediante tre diversi tipi di membrana (Oo, Song, 2009). Il trend risulta decrescente per entrambi i valori di pH, sebbene in maniera apparentemente meno significativa a pH 10.

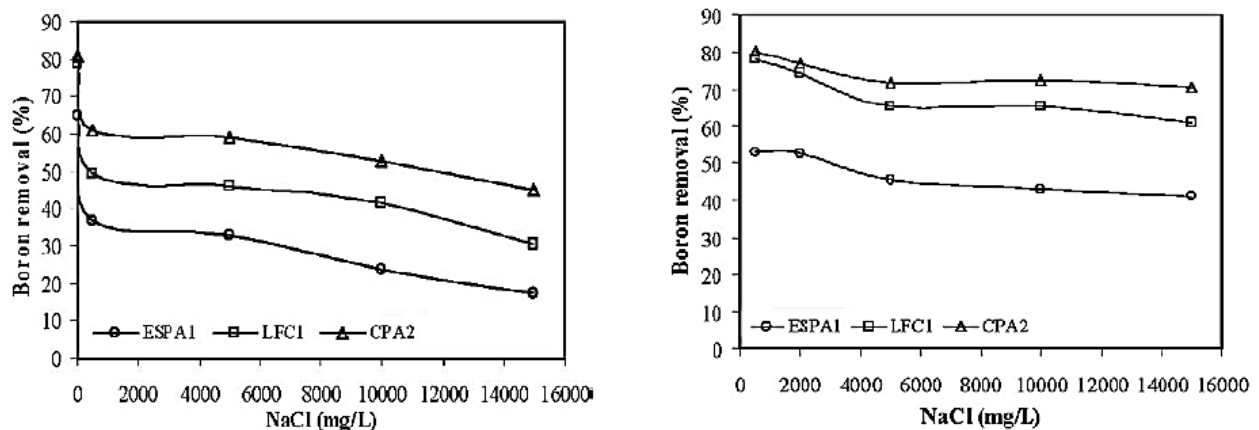


Figura 3.22. Livelli di rimozione del Boro conseguiti in prove sperimentali condotte a diversi valori di salinità della soluzione, a pH 9 (figura a sinistra) e a pH 10 (figura a destra), attraverso tre differenti membrane (Oo, Song, 2009).

La **velocità del flusso di acqua nel canale di alimentazione** è un parametro che influenza positivamente il *Rejection* del boro, oltre che degli altri soluti, come peraltro ci si poteva aspettare da considerazioni teoriche (Cap. 2.6.5). All'aumentare della velocità infatti aumenta la turbolenza all'interno del canale di alimentazione: di conseguenza riduce la concentrazione di polarizzazione e così il flusso salino trans-membrana, dunque incrementa il *Rejection*. Tale considerazione è confermata da evidenze sperimentali (Farhat et al., 2013).

Evidenze sperimentali mostrano che la **concentrazione di boro nell'acqua di alimento** non ha effetti significativi sul *Rejection* del boro (Cengelglu, 2008).

In *Tabella 3.8* sono riassunti fattori che principalmente regolano il *Rejection* del boro e l'entità del loro effetto.

Tabella 3.8. *Principali fattori che regolano il Rejection del boro ed entità del loro effetto.*

Fattore	Effetto sul Rejection del boro	
	positivo	negativo
Più fitta struttura molecolare della membrana	x	
pH	x	
Temperatura		x
Salinità		x
Pressione di alimentazione	x	
Velocità del flusso d'acqua alimentata	x	
recovery		X
Concentrazione di boro nell'acqua di alimento	<i>no effect</i>	<i>no effect</i>

Nelle condizioni operative di piena scala il *Rejection* del boro è più basso di quanto lo sia in condizioni nominali, in quanto:

- il *recovery* è ben superiore al 15%, valore nel quale sono testate le membrane (*Tabella 3.6 e Tabella 3.7*), e come visto nel *Capitolo 2.6.3* all'aumentare del *recovery* peggiora la qualità del permeato relativamente a tutti i soluti
- la temperatura, in particolare in condizioni estive, è maggiore dei 25°C delle condizioni nominali, e come evidente in *Figura 3.21* all'aumentare della temperatura diminuisce il *Rejection* del boro
- il pH talvolta è mantenuto a valori inferiori a 8, in modo da poter spingere il *recovery* e salvaguardarsi da rischi di precipitazione dei carbonati, e come visto al diminuire del pH diminuisce il *Rejection* del boro
- possono verificarsi intensi fenomeni di polarizzazione

Di seguito sono riportati alcuni valori di esperienza di *Rejection* del boro osservati nel primo stadio di membrane in impianti a osmosi inversa a piena scala o risultanti da prove pilota. In entrambi i casi il processo a osmosi è condotto su acqua di mare e attraverso membrane di tipo SWRO.

Dal grafico in *Figura 3.21* risulta che il *Rejection* del boro nel primo stadio RO condotto a pH 8 e alla temperatura di 30°C, mediante membrane di tipo *High Rejection*, si aggira mediamente attorno al 78%.

In *Fritzmann et al., 2007* si afferma che la concentrazione di boro nel permeato del primo passo RO condotto su membrane di tipo standard in condizioni di pH pari a 7,6 si aggira tipicamente attorno al valore di 0,8 - 1,3 mg/L.

In *Taub, 2006* riferendosi all'impianto di Ashkelon (Israele) si afferma che il *Rejection* del boro nel primo passo RO si aggira mediamente attorno al 65% a pH 7,5.

Nadav et al., 2005 riferendosi all'impianto di Eliat (Israele) indicano un *Rejection* del boro nel primo passo RO del 78% a membrane nuove e del 71% a membrane vecchie (5 anni), in entrambi i casi in condizioni di temperatura di 24°C, pressione 61 bar, pH 7,8 e *recovery* al primo stadio pari a 0,5.

In *Tu et al., 2013* è indicato un *Rejection* del boro tipico del primo passo RO degli impianti a piena scala del 78 – 81%.

In *Farhat, 2013* da prove pilota condotte in modo da simulare le condizioni operative tipiche degli impianti, ossia *recovery* 0,4 – 0,45, temperatura media di 29°C e pH 7,5 – 8,2, partendo da una concentrazione di boro nell'acqua alimentata di 4,5 – 6,5 mg/L risultano concentrazioni di boro nel permeato comprese tra 0,63 – 1,4 mg/L.

In *Andrews et al., 2008*, riferendosi all'impianto di Larnaca (Cipro), partendo da una concentrazione di boro in acqua di mare di 4 – 6,5 mg/L risultano concentrazioni di boro nel permeato del primo passo RO pari a:

- 1,3 mg/L a pH 7
- 0,96 mg/L a pH 8,05
- 0,6 mg/L a pH 8,6

Gli ultimi due risultati sono ottenuti in prove pilote condotte su un treno dell'impianto nel mese di Gennaio. Nel corso della prova non sono stati riscontrati significativi fenomeni di scaling, nonostante il pH fosse alto. In *Glueckstern, Priel, 2003* si afferma che partendo da una concentrazione di boro in acqua di mare di 5 – 6 mg/L, la concentrazione di boro ottenibile nel permeato del primo passo RO condotto a pH 7 – 8, temperatura inferiore a 25°C e *recovery* 0,5, attraverso membrane di tipo *High Boron Rejection*, è di 0,9 – 1,2 mg/L.

In *DWPR, 2009* in seguito a campionamenti eseguiti su sei impianti SWRO in condizioni estive di temperatura, pH 7 – 8,2 e *recovery* 0,4 – 0,5 risulta un *Rejection* del boro al primo passo RO variabile tra 68 – 85%, dove i valori più alti sono ottenuti per basso *recovery* e pH alto (entro il range sopracitato).

In *Faigon, Hefer, 2008* a seguito di misurazioni effettuate in prove pilote condotte sull'impianto di Larnaca (Cipro) risultano valori di *Rejection* del boro variabili tra 78 – 89% a pH variabile tra 7,55 – 8,6 alla temperatura di 28,5°C con *recovery* pari a 0,5 circa. Campionamenti eseguiti in condizioni invernali (16,8°C) indicano invece un *Rejection* del boro variabile tra 87 – 92% a pH variabile tra 8 – 8,5 e *recovery* 0,47. Nel corso delle prove pilota, all'acqua alimentata al processo sono stati dosati antiscalant in misura crescente con il pH, e non si sono riscontrati significativi fenomeni di scaling.

I riferimenti in letteratura riportano valori di esperienza piuttosto variabili tra loro: notevole è infatti l'influenza delle condizioni operative sui risultati ottenibili, e data la molteplicità delle variabili in gioco risulta complesso in prove pilota riuscire a riprodurre fedelmente le condizioni operative che effettivamente si verificano negli impianti.

3.5.4. Possibili soluzioni impiantistiche per la rimozione del boro

Negli impianti di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa il pH dell'acqua alimentata al primo passo RO può variare tipicamente tra valori leggermente acidi (6 – 6,5) e valori leggermente alcalini caratteristici dell'acqua di mare, ossia 8 – 8,2 (M. Wilf, 2007), dove il limite superiore è imposto al fine di tutelare le membrane da rischio scaling. Come visto nei precedenti paragrafi, entro tale range di valori il boro è presente principalmente in forma indissociata (H_3BO_3), e questo fa sì che la membrana osmotica spesso non riesca a garantirne un *Rejection* superiore al 80%, specialmente a elevata temperatura e *recovery* superiore a 0,4.

Pertanto accade spesso che un impianto a osmosi inversa configurato secondo un singolo passo non sia in grado di garantire il rispetto di limiti stringenti sulla concentrazione di boro nel prodotto finito (0,4 – 1 mg/L) in maniera affidabile, tanto da richiedere l'implementazione di ulteriori unità specifiche per la rimozione del boro. Si tenga inoltre presente che l'impianto deve garantire il rispetto del limite sul boro in maniera stabile durante tutto l'anno e per tutta la vita utile delle membrane. Condizioni critiche sono ad esempio picchi di temperatura, punte di concentrazione di boro nell'acqua alimentata all'impianto, invecchiamento delle membrane: tutte condizioni che possono appunto determinare una concentrazione di boro nel prodotto finito maggiore rispetto a quanto previsto.

Le principali soluzioni attuabili per incrementare la rimozione del boro negli impianti di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa sono:

- Schema a singolo passo RO operato a pH elevato
- Sistema RO a doppio passo
- Primo passo RO seguito da scambio ionico selettivo per il boro
- Sistema multi-pass

Di seguito sarà descritta ciascuna di queste soluzioni, evidenziandone i risultati conseguibili ed analizzandone pro e contro.

3.5.4.1. Schema a singolo passo RO operante a pH elevato

L'acqua di mare è sottoposta ad un unico passo RO cui non segue alcuna unità specifica per la rimozione del boro, come schematizzato in *Figura 3.23*. Tale passo è realizzato attraverso membrane SWRO e pH superiore ai valori tipici sopraindicati per gli impianti a osmosi inversa (6 – 8,2). Al flusso alimentato all'unità RO sono dunque dosati alcali (tipicamente NaOH), oltre che antiscalant in maggior quantità rispetto ai comuni dosaggi dovendo qui far fronte ad un maggior rischio di precipitazione dei carbonati.

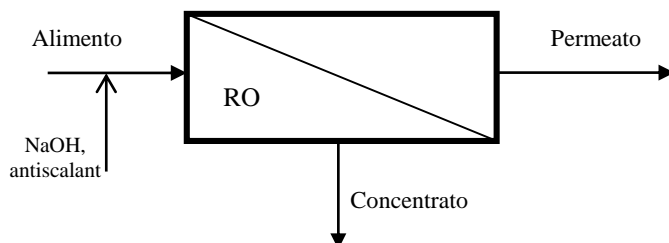


Figura 3.23. Configurazione impiantistica a singolo stadio RO operato a pH elevato – schema a blocchi.

Il maggior effetto di rimozione del boro si avrebbe infatti a pH elevato: attraverso membrane SWRO è possibile conseguire un *Rejection* del 99% a pH 10 e superiore al 99,5% a pH 11 (Kabay et al., 2010). Nella pratica non è tuttavia conveniente realizzare il primo passo a pH così elevati. Infatti nonostante questa soluzione consenta di ottenere un permeato a bassissima concentrazione di boro, il forte potere

incrostante dell'acqua alimentata ne limiterebbe notevolmente il *recovery* conseguibile. Questo fatto, assieme al forte dosaggio di alcali necessario per incrementare il pH sino a tali valori (in questa sezione il potere tampone dell'acqua è elevato) e di antiscalant per limitare il più possibile il rischio di incrostazioni, penalizzerebbe drasticamente l'economia del processo.

D'altra in determinate situazioni potrebbe essere possibile attuare uno schema impiantistico a singolo passo RO a pH leggermente superiore al valore tipico dell'acqua di mare senza penalizzare l'economia del processo e garantendo in maniera stabile e affidabile il rispetto dei limiti sul boro nel prodotto finito.

Ad esempio in *Faigon, Hefer, 2008* si riporta che in prove pilota condotte sull'impianto di Larnaca, grazie ad opportuni dosaggi di antiscalant, non si sono osservati significativi fenomeni di scaling pur operando a pH pari a 8,6, *recovery* 0,5 e temperatura 28,5°C. Inoltre in tali prove nelle stesse condizioni di temperatura e *recovery* si sono osservati valori di *Rejection* del boro superiori al 82% per valori di pH superiori a 8.

Non è dunque escluso che in talune situazioni sia possibile attuare una tale soluzione impiantistica: certamente è bene valutarne attentamente la convenienza analizzando le caratteristiche sito specifiche dell'acqua alimentata all'impianto, in particolare per quanto concerne temperatura e durezza, ed effettuare diverse prove pilota per la scelta ottimale delle condizioni operative del processo, in particolare pH e *recovery*.

In ogni caso considerando che la concentrazione media di boro in acqua di mare è di 4 - 5 mg/L un tale schema impiantistico non consentirebbe il rispetto, durante tutto l'anno, di un limite sul boro nel prodotto finito di 0,5 mg/L.

3.5.4.2. Schema a doppio passo RO

Il permeato del primo stadio RO, oppure una quota parte di esso, è sottoposto a ulteriore processo RO, come schematizzato in *Figura 3.24*. Il secondo stadio RO è finalizzato unicamente alla rimozione del boro, dal momento che gli altri parametri già rispettano i limiti imposti dalla normativa per acqua potabile.

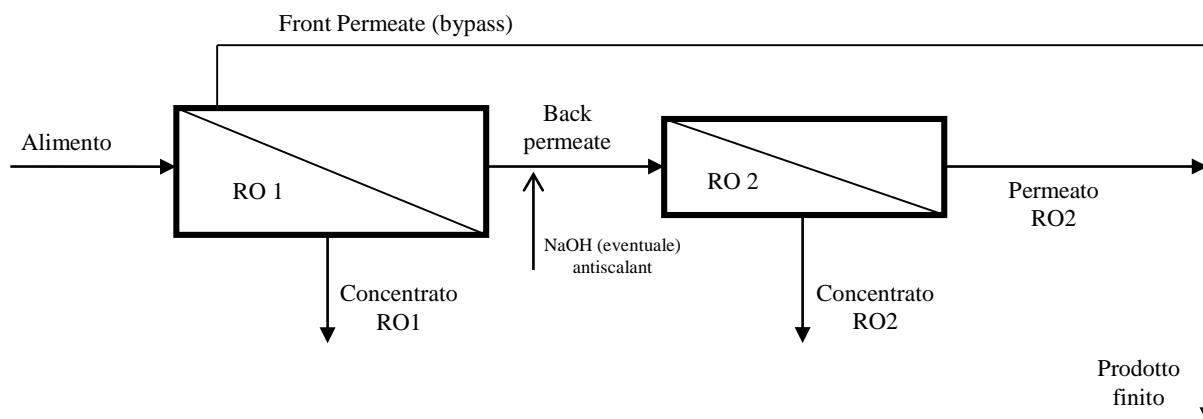


Figura 3.24. Configurazione a doppio stadio passo RO – schema a blocchi.

Il primo stadio RO è realizzato attraverso membrane SWRO mentre per il secondo passo tipicamente si impiegano membrane BWRO (Brackish Water Reverse Osmosis).

Per non penalizzare l'economia dell'intero processo nel secondo passo si cerca di recuperare più acqua possibile: tipicamente si cerca di realizzare in questo stadio un *recovery* del 80 - 90%, o anche superiore.

Il *recovery* elevato è reso possibile dalla bassa salinità (bassa pressione osmotica) e dal ridotto rischio scaling (tuttavia presente e quindi da tenere in considerazione nella scelta del *recovery*) e dall'assenza di rischio fouling. Questo fa sì che vengano utilizzate membrane ad elevata permeabilità. Le membrane di tipo

BWRO sono diffusamente impiegate nel secondo stadio RO, poiché essendo più permeabili all'acqua rispetto alle membrane SWRO consentono di operare a pressione più bassa (tipicamente 9 – 15 bar) riducendo così la spesa energetica per il pompaggio.

D'altra parte le membrane BWRO, a parità di condizioni operative, sono dotate di minor *Rejection* del boro rispetto alle membrane SWRO (*Tabella 3.7*). Pertanto spesso il pH del permeato del primo stadio RO è incrementato a valori elevati (fino a 10 e talora anche di più) mediante il dosaggio di alcali (tipicamente NaOH), allo scopo di incrementare il livello di rimozione di boro conseguibile nel secondo passo. Tra l'altro si osserva che lavorare a pH elevato nel secondo passo non comporta gli stessi rischi di incrostazione che si potrebbero riscontrare nel primo passo, poiché la durezza del permeato del primo stadio è relativamente bassa. Tuttavia una certa durezza minima permane, tanto che in alcune situazioni onde evitare indesiderati fenomeni di incrostazione risulta indispensabile limitare il *recovery* conseguibile al secondo passo, peggiorando d'altra parte l'economia del processo. Dosare antiscalant è generalmente necessario per limitare i rischi di incrostazione. In *DWPR, 2009* si afferma che il *recovery* al secondo passo RO si aggira tipicamente attorno a 0,85 – 0,9 per pH superiore a 9,5. Stesso range di valori è indicato in *M. Wilf, 2007*. Il limite superiore sul *recovery* conseguibile al secondo passo è variabile da situazione a situazione, in funzione della durezza del permeato del primo stadio, della temperatura, del pH, del dosaggio e dell'efficacia degli antiscalant. In alcune situazioni potrebbe essere possibile realizzare un *recovery* più elevato di quello sopra indicato: ad esempio in *Nadav et al., 2005*, con riferimento all'impianto di Eliat, è indicato un *recovery* al secondo stadio RO del 95% a pH 10, temperatura 24°C.

Di seguito sono riportati alcuni valori di esperienza di *Rejection* del boro osservati nel secondo passo in impianti a osmosi inversa a piena scala o risultanti da prove pilota. In entrambi i casi il processo a osmosi è condotto attraverso membrane di tipo BWRO sul permeato del primo passo.

In *Gorenflo et al., 2007* riferendosi all'impianto di Ashkelon (Israele) (*Figura 16*) si afferma che il *Rejection* del boro al secondo passo si aggira mediamente attorno al 80 – 90% a pH superiore a 10, temperatura 19 – 32°C, *recovery* 0,75 – 0,87, pressione 7,3 – 11 bar.

In *Nadav et al., 2005* riferendosi al secondo passo dell'impianto di Eliat (Israele) è riportato un *Rejection* del boro pari al 81% circa, a membrane nuove, pH 10, temperatura 24°C, *recovery* 90%, pressione 13,4 bar.

In *M. Wilf, 2007* si indica che il *Rejection* del boro al secondo passo varia tra 80 – 95% per pH superiore a 9,5 – 10 e *recovery* variabile tra 0,85 – 0,9.

In *DWPR, 2009* è indicato un *Rejection* del boro tipico nel secondo passo degli impianti di dissalazione variabile tra 80 – 95% a pH superiore a 10 e *recovery* 0,85 – 0,9.

In *Farhat, 2013* da prove pilota condotte su membrane BWRO di tipo *High Rejection* a pH 7 – 8, temperatura di 22 - 25°C, pressione 10 bar si riporta di valori di *Rejection* del boro variabili tra il 55 – 85%.

In *Gluekstern, Priel, 2003* sono indicati valori di *Rejection* del boro conseguibili attraverso membrane BWRO di tipo *High Rejection* variabili tra 83 – 89% per pH variabile tra 10 e 10,5 a temperatura 30°C e *recovery* 0,9.

Spesso nella pratica impiantistica risulta sufficiente non sottoporre tutto il permeato del primo passo al secondo passo, pur rispettando il limite sul prodotto finito.

Bypassare parte del permeato consente di risparmiare numero di membrane, energia e chemicals al secondo passo, oltre che incrementare il *recovery* complessivo dell'impianto.

La quota parte di permeato che bypassa RO2 può variare tra il notevolmente in funzione della concentrazione di boro in essa presente, funzione delle prestazioni del processo, e della concentrazione limite di boro che si deve rispettare nel prodotto finito.

Inoltre, poiché come visto nel *Cap. 3.3.1*, i primi elementi del pressure vessel sono caratterizzati da una bassa concentrazione di Sali (e dunque anche di boro) e pertanto può convenientemente bypassare il trattamento specifico per la rimozione del boro, mediante una configurazione *Split Partial* (*Figura 3.11*, *Cap. 3.3.1*).

In *Nadav et al., 2005* riferendosi all'impianto di Eliat è indicata una concentrazione pari a 0,48 mg/L di boro nel primo 50% di permeato a membrane nuove e pari a 0,6 mg/L nel primo 35% di permeato a membrane vecchie se l'acqua alimentata al processo RO ne conteneva circa 4,7 mg/L, a pH 7,8 e temperatura 24°C. *Redondo et al., 2003* indicano invece una concentrazione di boro di 0,5 – 0,6 mg/L nel primo 20% di permeato se la concentrazione di boro nell'acqua alimentata al processo RO è di 4,5 – 6 mg/L. In *Glueckstern, Priel, 2003* è tabulata la concentrazione di boro nel flusso di bypass in funzione della percentuale di bypass rispetto al permeato complessivo del primo passo (*Figura 3.25*).

Sulla base di quanto emerge in *Figura 3.25* è possibile affermare che qualora di debba rispettare un limite sul boro nel prodotto finito pari a 1mg/L, operando con membrane di tipo *High Boron Rejection* è possibile bypassare circa il 80% del permeato e sottoporre quindi al secondo passo il solo 20% del permeato del primo stadio RO.

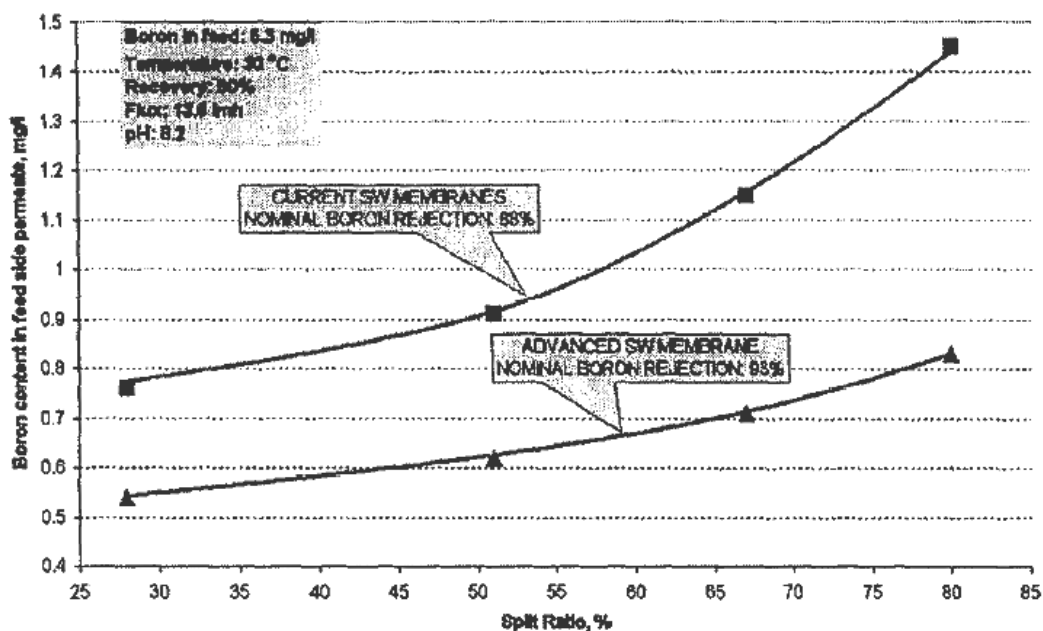


Figura 3.25. Concentrazione di boro nel permeato prodotto dai primi elementi di membrana in funzione della percentuale di bypass, relativamente a due differenti tipi di membrana: membrane standard caratterizzate da Rejection del boro in condizioni nominali pari al 88% e membrane di tipo High Boron Rejection caratterizzate da Rejection del boro in condizioni nominali pari al 95%. La concentrazione di boro nel flusso alimentato all'impianto è di 5,3 mg/L. Le condizioni operative sono: temperatura 30°C, recovery 0,5, pH 8,2 e flusso medio di permeato 13,6 l/mh. (Glueckstern, Priel, 2003).

In *Nadav et al., 2005*, con riferimento all'impianto di Eliat, è indicata la percentuale di bypass consigliata in funzione dell'età delle membrane (*Figura 3.26*), relativamente a due differenti scenari di concentrazione di boro nell'acqua alimentata all'impianto.

L'impianto di Eliat rispetta un limite di concentrazione di boro nel prodotto finito di 0,4 mg/L, e le condizioni operative relative al primo passo nelle quali sono state costruite le curve di *Figura 3.26* sono: temperatura 24°C, pressione 61 – 63 bar, recovery 0,5 e pH 7,8.

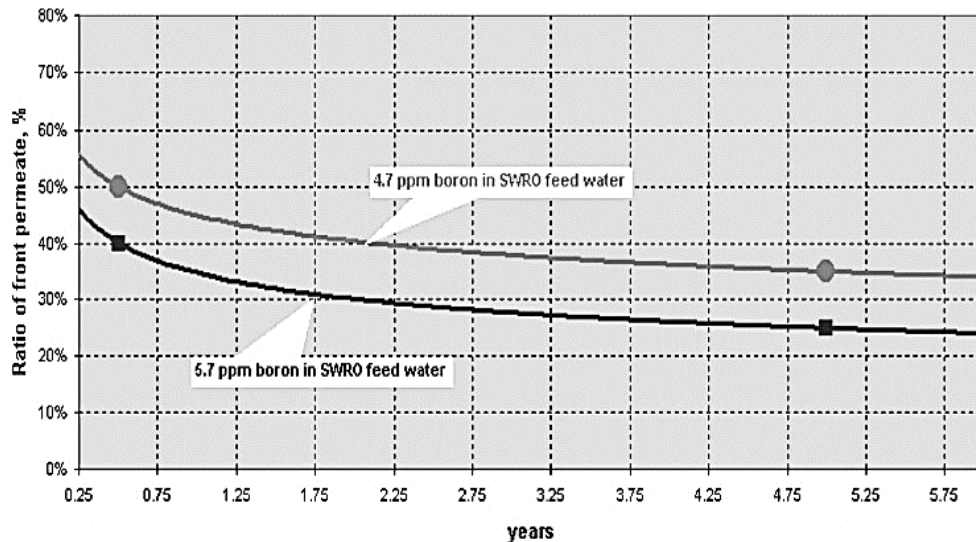


Figura 3.26. Percentuale di bypass di boro consigliata in funzione dell'età delle membrane, con riferimento all'impianto di Eliat. Le due curve si riferiscono a due diverse concentrazioni di boro nell'acqua alimentata al processo: rispettivamente 4,7 e 5,7 ppm. L'impianto garantisce una concentrazione di boro nel prodotto finito di 0,4 mg/L e le condizioni operative relative al primo passo nelle quali sono state costruite le due curve sono: temperatura 24°C, pressione 61 – 63 bar, recovery 0,5, pH 7,8 e flusso medio di permeato 13,6 l/mh. (Nadav et al., 2005).

Come visto il pH dell'acqua alimentata al primo passo può variare tipicamente tra 6 – 8,2 (M. Wilf, 2007).

Entro tale range di valori il progettista si trova a dover scegliere tra due esigenze opposte:

- lavorare a pH basso, privilegiando dunque il *recovery* rispetto al *Rejection* del boro
- lavorare a pH alto, avvantaggiando così il *Rejection* del boro piuttosto che il *recovery*

Ciascuna di queste soluzioni presenta i suoi pro e i suoi contro.

Ad esempio lavorare a pH basso al passo da una parte consentirebbe di ottenere un maggior *recovery*. Inoltre essendo ridotti i rischi di scaling sarebbe ridotto il consumo di antiscalant, il che andrebbe parzialmente a compensare il costo legato al consumo di reagente acido (tipicamente H_2SO_4) necessario a ridurre il pH da un valore di 8 – 8,2 tipico dell'acqua di mare a valori leggermente acidi. D'altra parte questa soluzione richiederebbe un maggior sforzo in termini energetici ed economici per la rimozione del boro dal permeato. Infatti essendo il permeato del primo passo caratterizzato da una concentrazione di boro relativamente più alta la portata di bypass sarà di conseguenza più ridotta, andando a determinare al secondo passo una maggior spesa per le membrane, una maggior spesa per il pompaggio e un maggior consumo di chemicals. Altra conseguenza di una riduzione della portata di bypass è quella di un più basso *recovery* ottenibile dal permeato di RO1: il vantaggio sul *recovery* che si avrebbe al primo passo andrebbe dunque rivisto alla luce di questo aspetto, poiché potrebbe addirittura verificarsi un peggioramento del *recovery* complessivo dell'impianto.

La scelta tra una soluzione e l'altra deve tener conto di molteplici aspetti, tra cui il potenziale scaling e fouling dell'acqua di alimento all'impianto e la durezza del permeato di RO1, la rimozione di boro conseguibile in entrambi i passi e il limite di boro da rispettare nel prodotto finito.

Il pH dell'acqua alimentata al secondo passo può variare tipicamente tra 7 – 11. All'interno di questo range di valori ad esempio lavorare a pH elevato consente di realizzare un elevato *Rejection* del boro, limitando però il *recovery* del secondo passo in ragione del rischio scaling e incrementando il dosaggio di antiscalant. D'altra parte lavorando a pH elevato, a parità di altre condizioni, è possibile bypassare una maggior quantità di permeato del primo passo di quanto si possa fare lavorando a pH basso, dunque il *recovery* complessivo conseguibile sul permeato del primo passo va valutato alla luce di questo aspetto. Per di più se la portata di bypass aumenta riduce il numero delle membrane del secondo passo (e i relativi costi), oltre

alla spesa necessaria per il pompaggio di acqua. Si tenga inoltre presente che anche lavorare a pH basso può necessitare il dosaggio di alcali, dal momento che il permeato del primo stadio RO è caratterizzato da un pH inferiore rispetto a quello dell'acqua alimentata al primo passo talvolta anche per una quantità maggiore di una unità (DWPR, 2009).

Ancora una volta la scelta tra una soluzione e l'altra deve tener conto di diversi aspetti, quali la concentrazione di boro, la durezza e l'alcalinità del permeato del primo passo (funzione anche delle condizioni operative del primo passo), la concentrazione limite di boro da rispettare nel prodotto finito, il costo delle membrane, dell'energia e dei chemicals.

Il sistema RO a doppio passo è la soluzione impiantistica più diffusa nelle situazioni in cui si debba rispettare un limite di boro nel prodotto finito di 1 mg/L, data la sua affidabilità e flessibilità (M. Wilf, 2007). Attraverso questo schema impiantistico è anche possibile rispettare in maniera affidabile una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 0,5 mg/L (M. Wilf, 2007, Nadav et al., 2005, Farhat et al., 2013, Hilal et al., 2011, Busch et al., 2003). Tuttavia in alcune situazioni il limite superiore sul *recovery* conseguibile al secondo stadio RO potrebbe compromettere l'economia del processo (M. Wilf, 2007, Fritzmann et al., 2007). In tal caso possibili soluzioni impiantistiche per ovviare a questo limite potrebbero essere il sistema RO seguito da scambio ionico e dal sistema multi-pass, più avanti approfondite.

Di seguito sono riportati ipotetici bilanci di massa sul boro relativi allo schema impiantistico a doppio passo. Gli schemi di Figura 3.27.a e Figura 3.27.b sono volti a rispettare una concentrazione di boro nel prodotto finito pari a 1 mg/L, ed effettuano il secondo passo rispettivamente a pH 8 e pH 10.

Si osservi che il *recovery* complessivo dell'impianto è identico per i due schemi e il *Rejection* del boro differisce di pochissimo. Infatti il maggior *Rejection* del boro conseguibile in RO2 operando a pH 10 piuttosto che a pH 8 consente nello schema di Figura 3.27.b di effettuare un bypass di RO2 quasi doppio di quello effettuato nello schema di Figura 3.27.a.

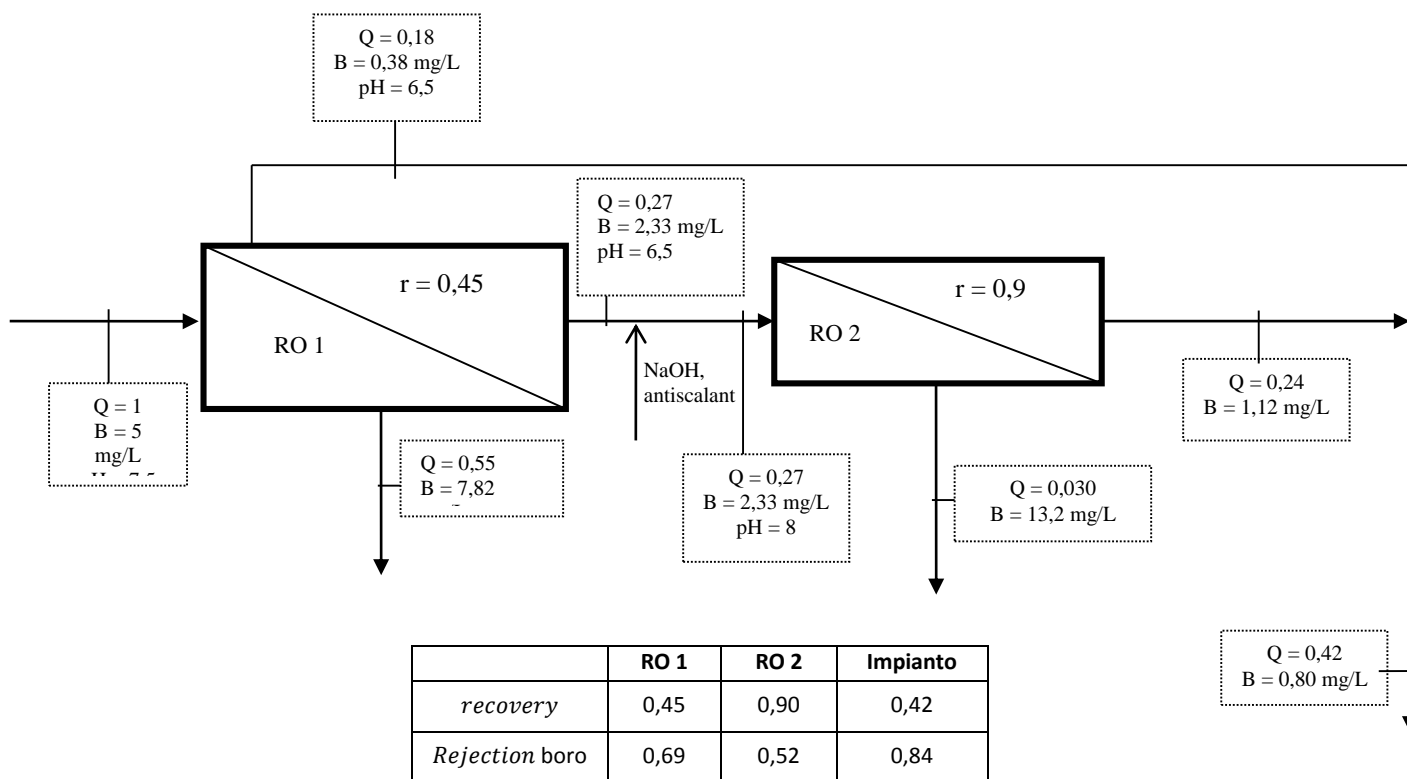


Figura 3.27.a Bilancio di massa relativo ad uno schema a doppio stadio sul permeato, dove il secondo stadio è operato a pH 8. Lo schema è atto a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito di 1 mg/L.

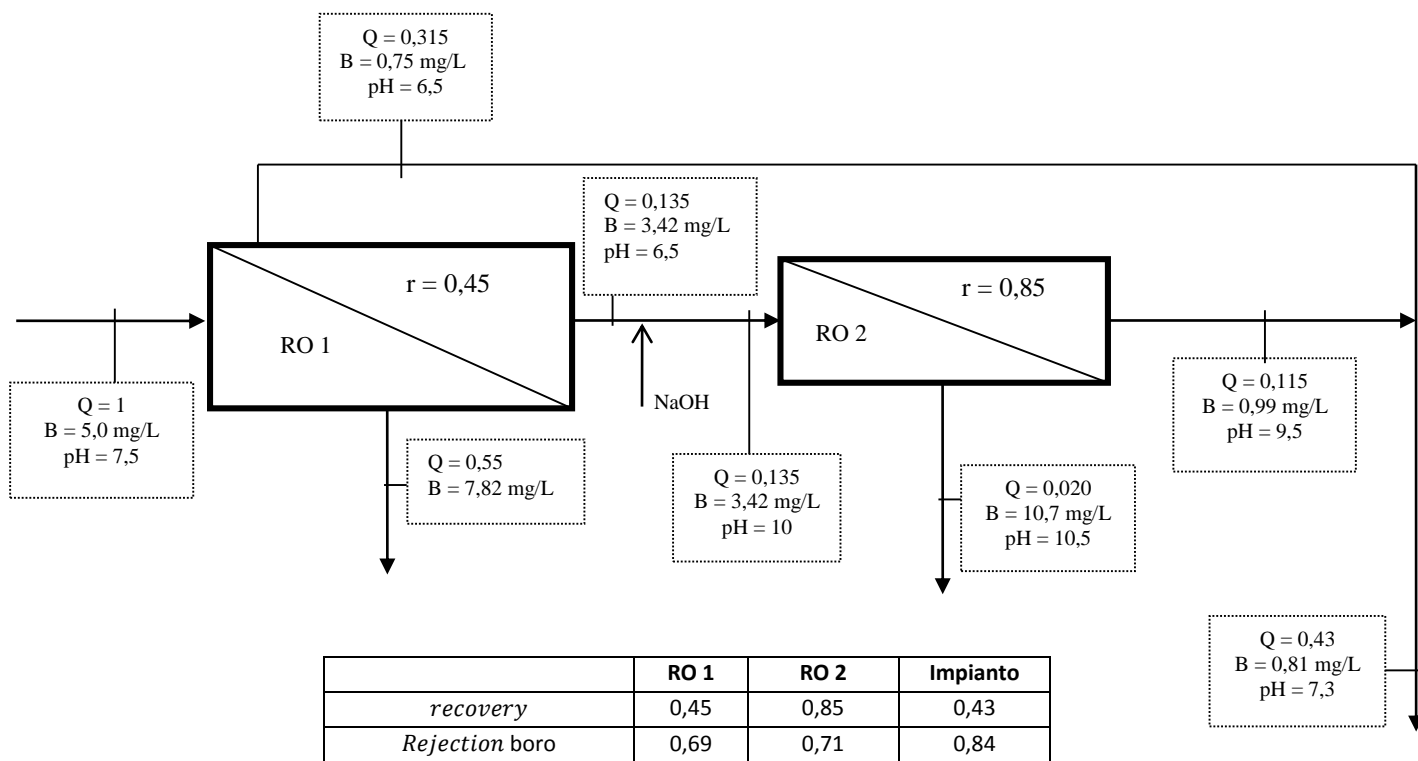


Figura 3.27.b. Bilancio di massa relativo ad uno schema a doppio stadio sul permeato, dove il secondo stadio è operato a pH 10. Lo schema è atto a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito di 1 mg/L.

L'impianto di Eliat, situato in Israele, realizza uno schema impiantistico a doppio passo, dove il secondo passo opera a pH 10. La concentrazione di boro nell'acqua alimentata all'impianto è pari a 4,7 mg/L, e l'impianto garantisce il rispetto di un limite sul boro nel prodotto finito pari a 0,4 mg/L. In Figura 3.28 è riportato un bilancio di massa relativo all'impianto di Eliat, a 24°C e membrane nuove.

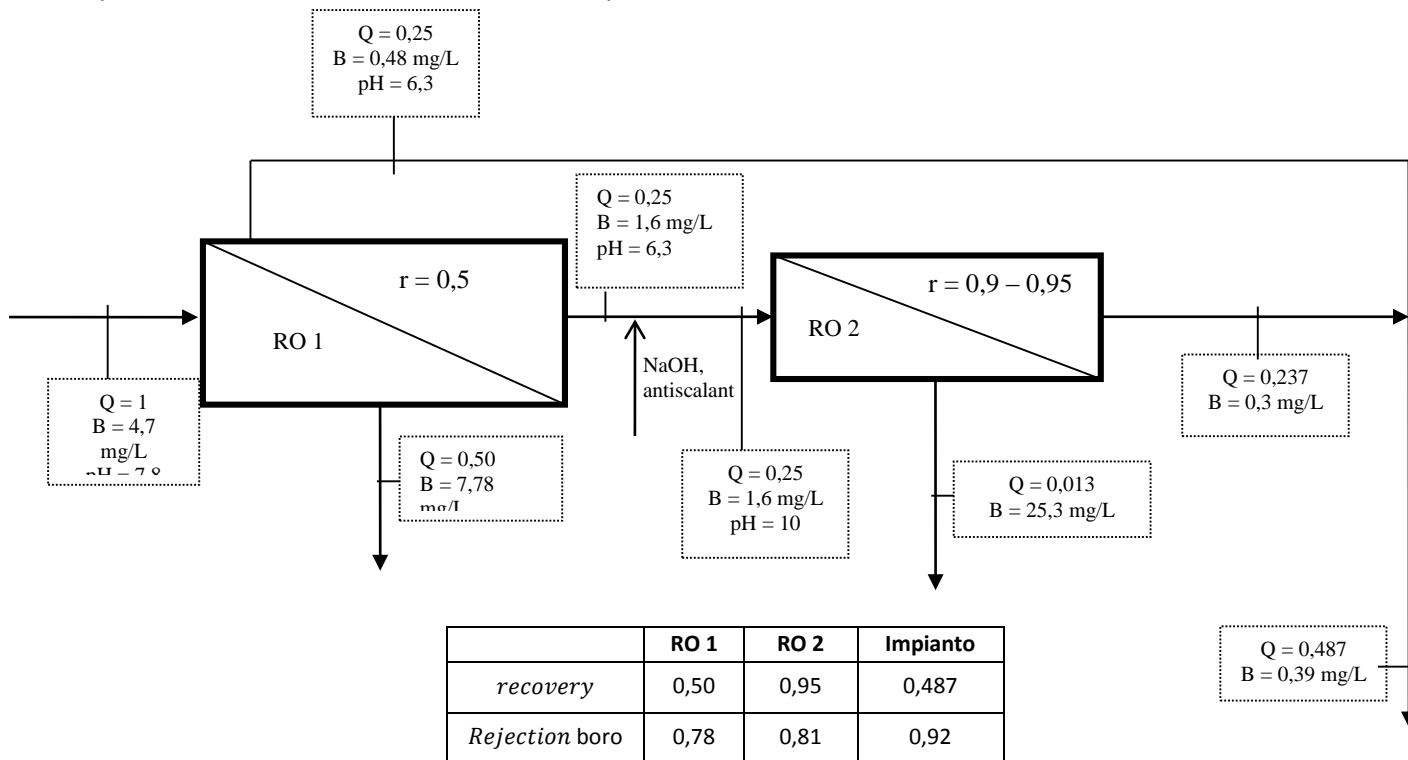


Figura 3.28. Bilancio di massa relativo all'impianto di Eliat, a membrane nuove. È uno schema a doppio stadio RO sul permeato. Lo schema è atto a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 0,4 mg/L. Fonte: Nadav et al., 2005.

Diversi impianti che rispettano una concentrazione di boro nel prodotto finito pari a 0,5 mg/L impiegano uno schema a doppio passo, tra i quali l'impianto di Tuas (Singapore), l'impianto di Larnaca (Cipro) e l'impianto di Barcelona-Llobregat.

3.5.4.3. Singolo passo RO seguito da scambio ionico

Il permeato di RO 1, oppure una quota parte di esso, è sottoposto ad un processo di scambio ionico realizzato mediante una resina specifica per la rimozione del boro, come schematizzato in *Figura 3.29*.

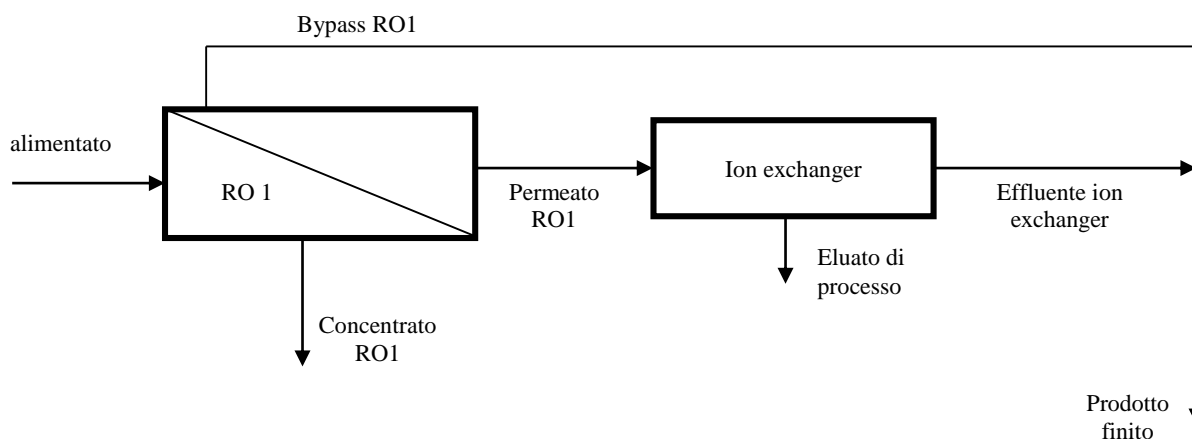


Figura 3.29. Configurazione con primo stadio RO seguito da scambio ionico – schema a blocchi (Fritzmann et al., 2007).

L'unità di scambio ionico non richiede alcun aggiustamento del pH dell'acqua ad essa alimentata, il permeato prodotto è caratterizzato da bassissima concentrazione di boro, inferiore a 0,1 mg/L, e il *recovery* del processo è del 98% circa (M. Wilf, 2007).

Rispetto al sistema a doppio passo è possibile dunque realizzare un elevato *recovery* sul permeato del primo passo, soprattutto per via dell'elevato *recovery* della resina a scambio ionico.

La rigenerazione delle resine è condotta attraverso una soluzione acida, seguita da una soluzione di NaOH. Il processo è molto affidabile ed efficiente, ma i costi sono parecchio elevati, sia per quanto riguarda le resine, sia per quanto riguarda i reagenti necessari per effettuare la rigenerazione, tanto da rendere questa soluzione tuttora economicamente non competitiva rispetto alla soluzione a doppio stadio sul permeato. Resta inoltre dubbia la possibilità di smaltimento a mare dell'eluato di processo, tanto che con buona probabilità dovrà essere smaltito con adeguato sistema di sicurezza, peggiorando ulteriormente l'economia del processo.

Questa soluzione consente il rispetto di limiti sul boro nel prodotto finito anche inferiori a 0,5 mg/L senza penalizzare il *recovery* dell'intero impianto.

Un recente impianto di dissalazione situato a Limassol (Cipro), che rispetta un limite sul boro di 0,5 mg/L partendo da una concentrazione nell'acqua alimentata all'impianto di 5,1 mg/L utilizza uno schema impiantistico quale quello schematizzato in *Figura 3.29*.

In *Figura 3.30* è riportato un ipotetico bilancio di massa relativo ad uno schema impiantistico costituito da un primo stadio RO seguito da scambio ionico, atto a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 0,5 mg/L.

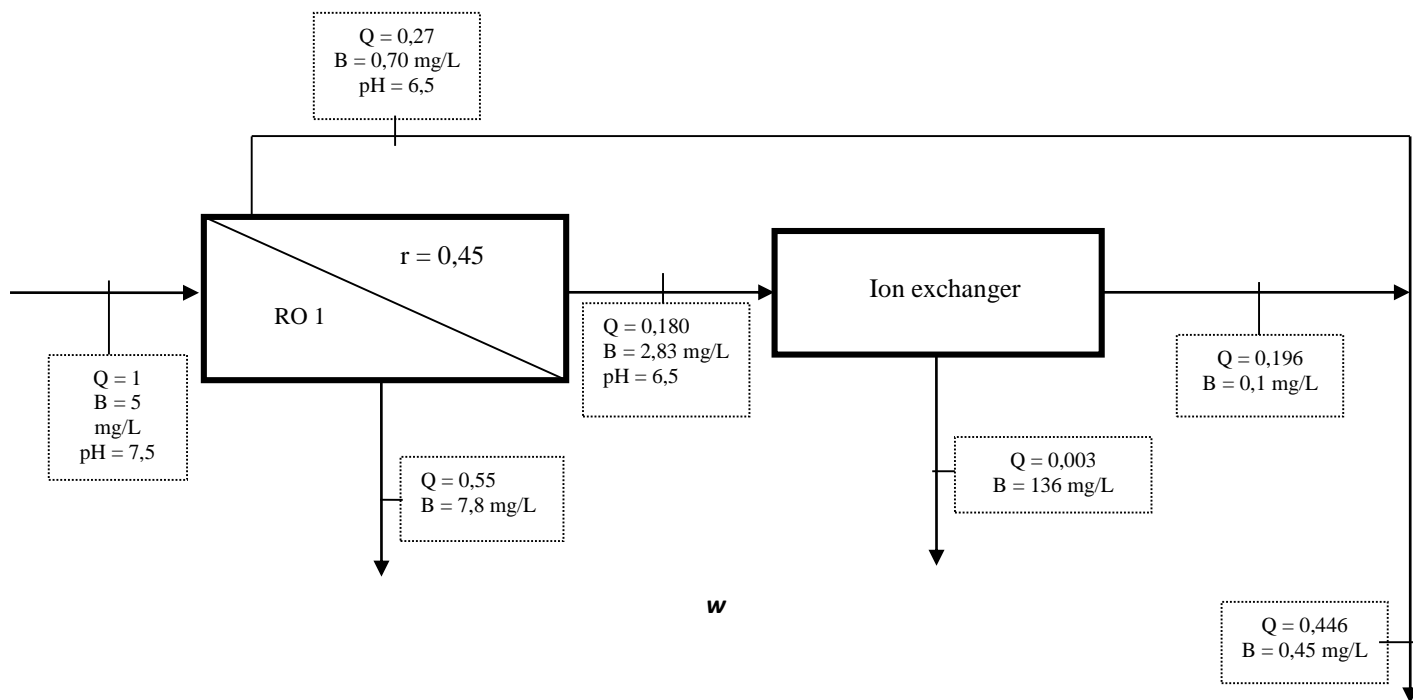


Figura 3.30. Ipotetico bilancio di massa relativo ad una configurazione costituita da primo stadio RO seguito da resina a scambio ionico. Lo schema è atto a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito di 0,5 mg/L.

Una soluzione impiantistica economicamente più conveniente di quella illustrata in *Figura 3.30* è la seguente (*Figura 3.31*).

Si tratta di un processo ibrido: parte del permeato dello stadio RO 1 è sottoposta a secondo stadio RO, parte è sottoposta a scambio ionico. Nella seguente figura è schematizzato il processo.

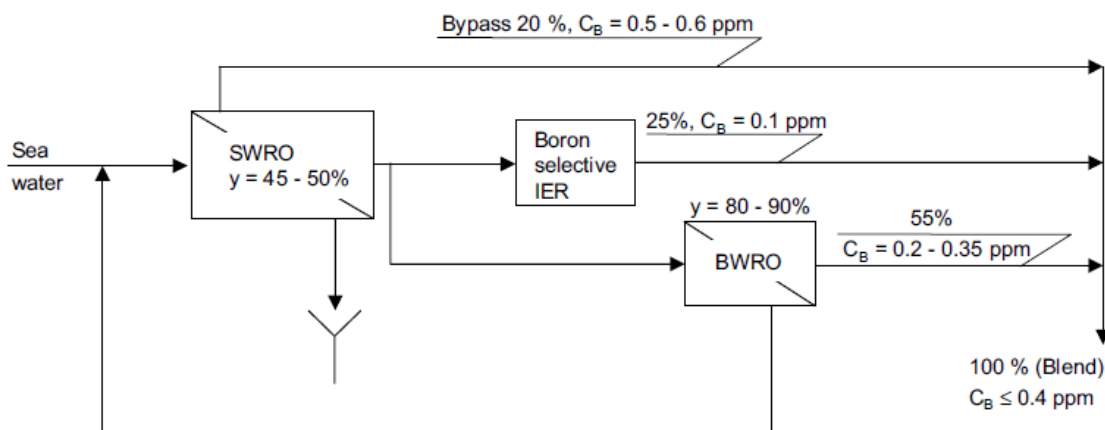


Figura 3.31. Processo ibrido tra doppio stadio sul permeato e scambio ionico – schema a blocchi (Redondo et al., 2003). C_B esprime la concentrazione di boro, IER indica l'unità di scambio ionico, mentre BWRO il secondo stadio RO.

3.5.4.4. Sistema multi-pass

Il sistema multi-pass rappresenta una evoluzione del sistema a doppio stadio sul permeato, nata allo scopo di incrementare il *recovery* dell'impianto quando il secondo stadio RO è operato a pH elevato.

In *Figura 3.32* e *Figura 3.33* sono riportati due schemi relativi a tale configurazione.

Il permeato del primo passo, o parte di esso, è sottoposto ad un secondo passo realizzato a pH elevato, in genere maggiore o uguale 10. Il concentrato di questo è sottoposto ad un processo di addolcimento, condotto mediante una resine di addolcimento o un'unità RO, che rimuovendo ioni Ca e Mg dall'acqua consente di riprocessarla in un nuovo stadio RO finalizzato alla rimozione del boro senza incorrere in rischi di incrostazione. Con questo sistema il *recovery* complessivamente conseguibile sul permeato del primo stadio RO supera in genere il 95%, rendendo al contempo possibile una elevata *Rejection* del boro.

Il processo di addolcimento può consistere in uno stadio RO (RO3 cf. *Figura 3.32*) realizzato a pH 6 – 6,5: la membrana trattiene ioni calcio e magnesio e dato che il pH è in campo acido i rischi di incrostazione sono ridotti, consentendo così di conseguire un elevato *recovery*, superiore a 0,85 come indicato per l'impianto di Ashkelon in *Gorenflo et al., 2007*. Essendo il pH in campo acido l'unità RO 3 ha scarso effetto sulla rimozione del boro: il permeato di questa unità è dunque sottoposto nuovamente a osmosi inversa (RO4 cf. *Figura 32*), realizzato a pH superiore a 10 in modo da rimuovere in maniera consistente il boro. In questo passo il *recovery* è elevato: 0,9 ma anche superiore come indicato per l'impianto di Ashkelon in *Gorenflo et al., 2007* e in *Liberman, Faigon 2003*, in quanto la durezza dell'acqua alimentata è estremamente bassa. Nel secondo passo RO il *recovery* è mantenuto appositamente a valori bassi, onde limitare possibili fenomeni di scaling: in *Gorenflo et al., 2007*, riferendosi all'impianto di Ashkelon, è indicato un *recovery* di 0,75 – 0,85, in *DWPR, 2009* è consigliato un valore di *recovery* inferiore a 0,8. D'altra parte in questo sistema limitare il *recovery* al secondo passo non rappresenta un problema per l'economia del processo, poiché il concentrato da esso prodotto è ulteriormente processato per il recupero di acqua.

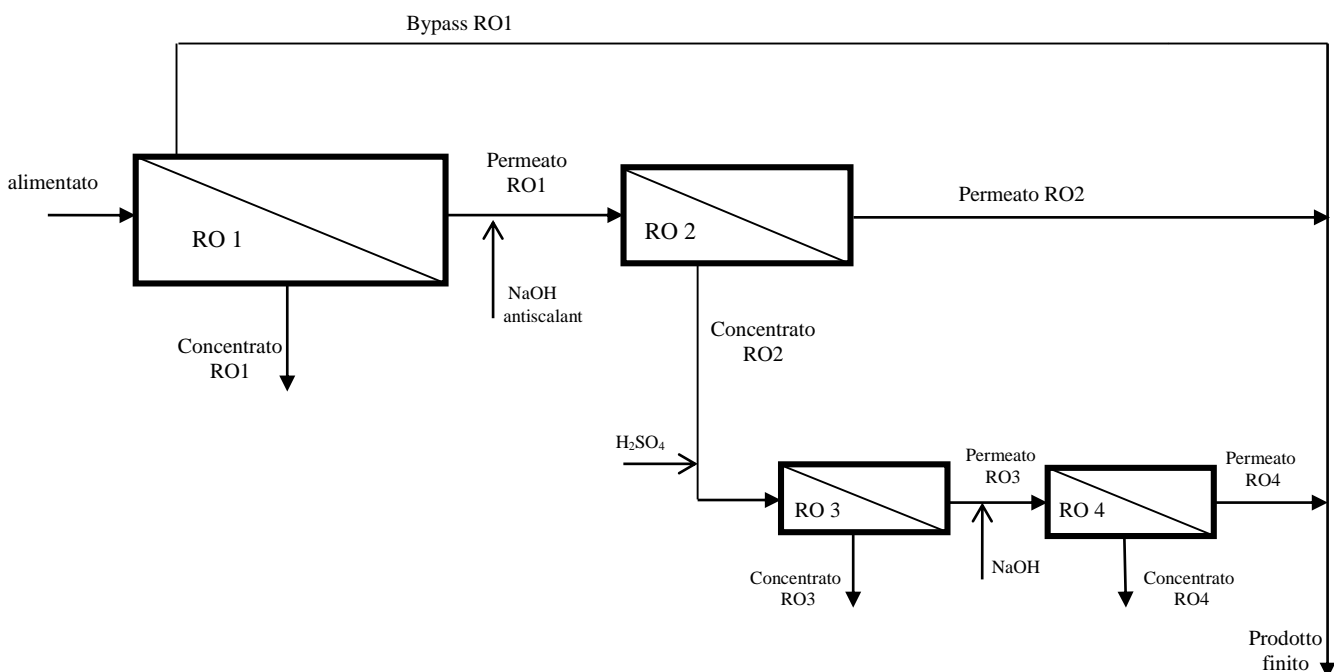


Figura 3.32. Configurazione multi-pass dove l'unità di addolcimento consiste in una unità RO condotta a pH leggermente acido (RO3) – schema a blocchi (Fritzmann et al., 2007).

Come accennato l'addolcimento del concentrato dello stadio RO2 può essere anche realizzato attraverso un'unità a resine, come rappresentato in *Figura 3.33*. L'unità di addolcimento consiste in una resina cationica forte operante in ciclo sodico.

La presenza dell'addolcitore a resine limita il *recovery* conseguibile al secondo passo ad un valore di 0,5 circa: se il *recovery* fosse più elevato l'efficienza di rimozione di ioni Ca e Mg da parte della resina sarebbe drasticamente ridotta da un'eccessiva concentrazione di ioni Na⁺. D'altra parte il limite sul *recovery* al secondo passo provoca un incremento della portata di acqua da trattare in RO3 (cf. *Figura 3.33*), che sarà dunque di dimensioni maggiori rispetto all'unità RO4 dello schema di *Figura 3.32*.

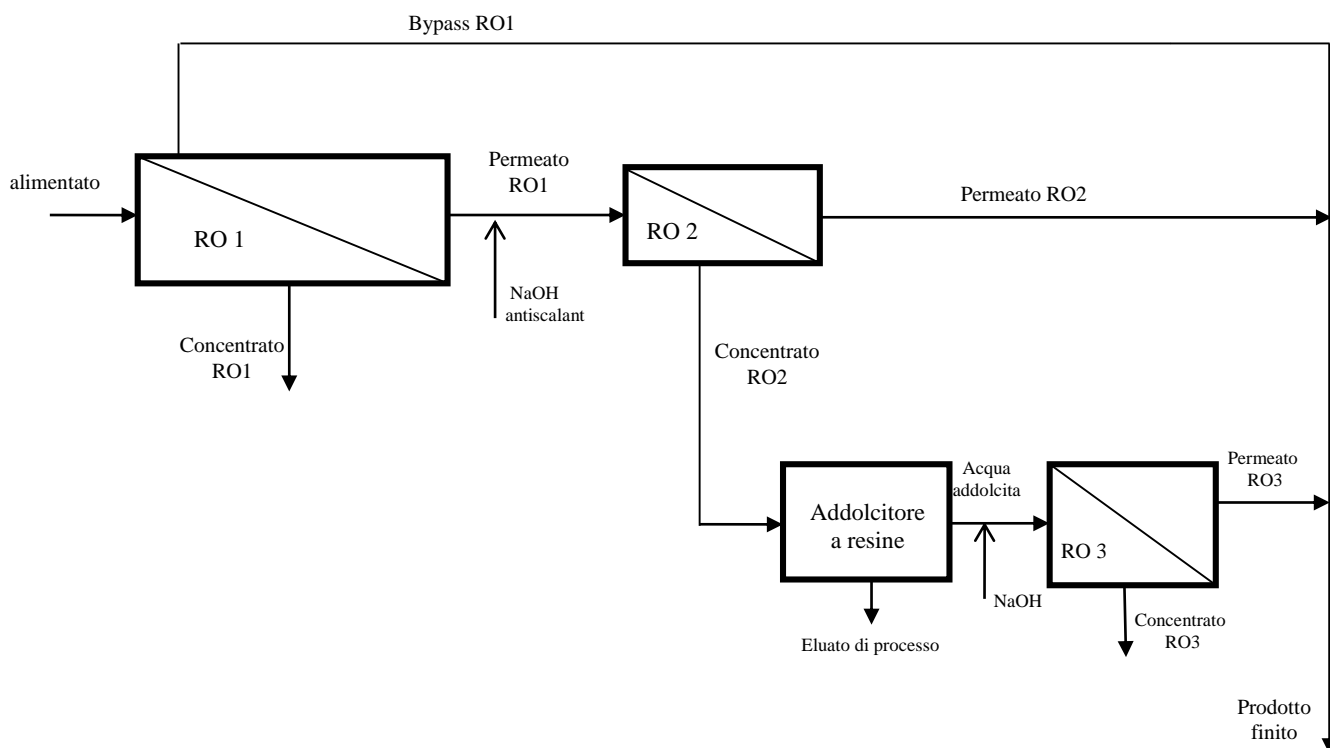


Figura 3.33. Configurazione multi-pass dove l'addolcimento del concentrato di RO2 è realizzato mediante uno scambiatore cationico ad acido debole – schema a blocchi.

Il sistema multi-pass è una soluzione impiantistica particolarmente adatta nelle situazioni in cui si debba garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito piuttosto bassa (anche inferiore a 0,3 – 0,4 mg/L) senza penalizzare eccessivamente il *recovery* dell'impianto.

In uno schema a doppio passo, se il secondo passo RO è realizzato a pH elevato il limite superiore sul *recovery* al secondo passo potrebbe ridurre l'economia del processo, in particolare se la concentrazione di boro da garantire nel prodotto finito è bassa (0,5 mg/L o meno) poiché sarà ridotta la portata di bypass. In questa situazione il sistema multi-pass consentirebbe di conseguire un *recovery* d'impianto più elevato, a fronte però di una configurazione impiantistica più complessa.

È necessario valutare attentamente quale sia la soluzione più convenientemente applicabile in funzione della situazione specifica (Faigon, Hefer, 2008). In generale il sistema multi-pass si pone come valida alternativa al sistema a doppio passo qualora si debba garantire una concentrazione di boro nel permeato pari o inferiore a 0,5 mg/L: esempi di applicazioni sono gli impianti di Ashkelon, Palmahim, Hadera.

Se limite sul boro è di 1 mg/L invece il sistema multipass non è comunemente attuato, perché in questa situazione la complessità impiantistica lo rende meno conveniente rispetto ad altre soluzioni più semplici.

Si tenga inoltre presente che configurazioni di impianto così complesse trovano giustificazione solo in impianti di grandi dimensioni.

In Figura 3.34 è rappresentato lo schema impiantistico relativo all'impianto di Ashkelon (Israele), dalla capacità di 330.000 m³/d.

Lo schema impiantistico è di tipo multi-pass, dove l'addolcimento del concentrato di RO2 è realizzato attraverso un'unità RO (RO3).

L'acqua alimentata all'impianto ha una salinità media di 41.000 ppm, una concentrazione media di boro di 5 mg/L e una temperatura variabile tra 19 – 32°C (Gorenflo et al., 2007).

La concentrazione di boro da garantire nel prodotto finito è 0,4 mg/L.

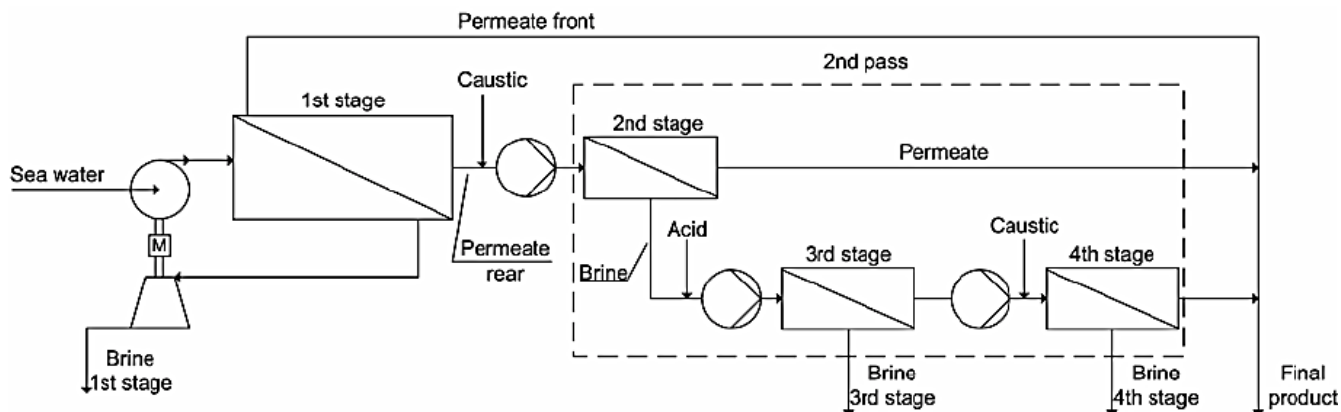


Figura 3.34. Schema a blocchi relativo all'impianto di Ashkelon (Israele). L'addolcimento del concentrato del 2nd stage è realizzato attraverso un'unità RO condotta a pH 6 – 6,5 (3rd stage). (Fritzmann et al., 2007).

Il *recovery* del 1st stage RO è pari a 0,45 (Sauvet-Goichon, 2007), mentre il *Rejection* del boro si aggira attorno al 65% (Taub et al., 2006).

Una quota parte del permeato del primo passo, in particolare quella prodotta dai primi elementi di membrana, bypassa il 2nd pass (cf. Figura 3.34). Questa quota parte costituisce tipicamente il 9 – 25% del permeato del primo passo (Taub, 2006), in misura variabile con la concentrazione di boro nell'acqua alimentata e con le condizioni operative che influenzano le prestazioni della membrana nel trattenere il boro quali in particolare la temperatura.

All'acqua alimentata al 2nd stage è dosata soda caustica in modo da incrementarne il pH a valori superiori a 10. Questo flusso è pompato ad una pressione di 7,3 – 11 bar al 2nd stage RO, il quale realizza un *recovery* del 75 – 87%. La concentrazione di boro nel flusso alimentato al 2nd pass varia tra 1 – 2,5 mg/L, mentre la concentrazione del permeato è inferiore a 0,24 mg/L (Gorenflo et al., 2007).

Il concentrato del 2nd stage, avente una concentrazione di boro variabile tra 5 – 10 mg/L è acidificato ad un pH pari a 6 – 6,5 e pompata a 8,5 – 12 bar al 3rd stage, il quale realizza un *recovery* superiore al 85% (Gorenflo et al., 2007), pari anche al 90 – 95% (Lieberman, Faigon, 2003). Questo stadio ha la funzione di addolcire: il *Rejection* degli ioni Ca e Mg è molto elevato e pari al 99,5% (Lieberman, Faigon, 2003), ma il *Rejection* del boro è molto basso, e la sua concentrazione nel permeato è di 3 – 6,5 mg/L (Gorenflo et al., 2007).

Il permeato del 3rd stage è alimentato al 4th stage ad una pressione di 8,2 – 10,5 bar e pH superiore a 10, in modo da realizzare un elevato *Rejection* del boro, la cui concentrazione nel permeato risulta così inferiore a 0,35 mg/L. In questa unità è possibile realizzare un *recovery* elevato (90%, Gorenflo et al., 2007) essendo la durezza dell'acqua alimentata estremamente bassa.

Il permeato del 4th stage ha salinità molto bassa, 3 – 7 ppm (Gorenflo et al., 2007), ed è una soluzione praticamente pura di NaCl, tanto da consentirne un agevole impiego nelle operazioni di pulizia periodica delle membrane.

La concentrazione effettiva di boro osservata per tutto l'anno nel prodotto finito risulta sempre inferiore a 0,3 mg/L (Taub et al., 2006).

In Figura 3.35 una rappresentazione più dettagliata dello schema impiantistico relativo all'impianto di Ashkelon. Si osservi il permeato del primo stadio RO è sottoposto a degasazione prima di entrare nel 2nd stage RO. Questo consente di ottenere un primo effetto di incremento del pH. Stessa cosa avviene sul permeato del 3rd stage RO.

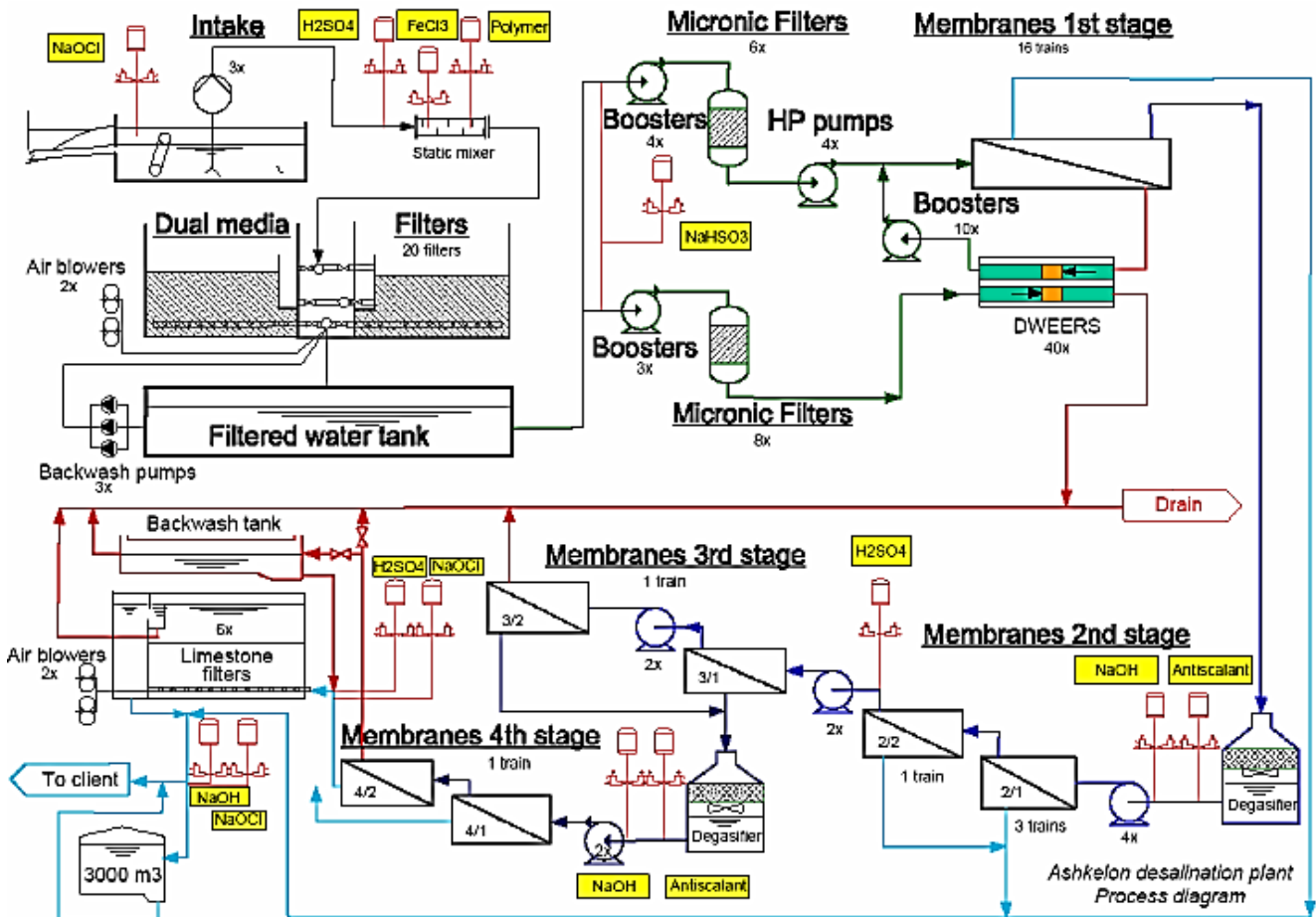


Figura 3.35. Schema a blocchi relativo ad una delle due linee costituenti l'impianto di Ashkelon (Israele). (Sauvet-Goichon, 2007).

3.6. Post-trattamenti

Il permeato prodotto dal processo di osmosi inversa è generalmente caratterizzato da salinità, alcalinità e pH eccessivamente bassi rispetto agli standard di qualità dell'acqua destinata al consumo umano. Infatti come visto il pH e l'alcalinità bassi sono dati dal fatto che la CO₂ permea attraverso la membrana, ma i bicarbonati molto poco, pertanto l'equilibrio del carbonio risulta prevalentemente spostato verso la CO₂ e il pH risulta in campo acido.

L'alcalinità e il pH bassi conferiscono al permeato un carattere aggressivo (evidenziato da un *Langelier Saturation Index* LSI negativo) nei confronti del carbonato di calcio e quindi nei confronti delle linee di adduzione e distribuzione dell'acqua prodotta o nei confronti delle vasche di accumulo dell'acqua prodotta se realizzate in materiale cementizio.

La bassa alcalinità, unitamente ad una relativamente alta presenza di cloro può conferire al permeato un carattere corrosivo nei confronti dell'acciaio dolce e di altri materiali ferrosi, evidenziabile da un basso valore dell'indice di *Larson-Skold*. (*Withers, 2005*)

L'acqua prodotta se destinata al consumo umano deve inoltre essere sottoposta ad una disinfezione di copertura onde assicurarsi un carattere sterile.

In *Tabella 3.9* sono riportati i requisiti di qualità relativi all'acqua ad uso potabile definiti dalla World Health Organization (WHO), dagli standard nel Golfo arabo, e dagli standard europei.

Tabella 3.9. *Requisiti di qualità relativi all'acqua ad uso potabile definiti dalla World Health Organization (WHO), dagli standard nel Golfo arabo, e dagli standard europei (Fritzmann et al., 2007).*

Parameter	Gulf drinking water guidelines [74]	WHO drinking water guidelines [73]	European Standard (98/83/CE of3)
Colour (Pt-Co scale)	15	15	
Turbidity, NTU	5	<1	
Taste	Acceptable	Acceptable	
Odour	Acceptable	Acceptable	
pH	6.5–8.5	8	6.5–9.5
TDS [mg/L]	100–1000	1000	
Conductivity[μS/cm]	160–1000		2500
Total hardness [mg/L CaCO ₃]	500		
Calcium [mg/L]	200		
Magnesium [mg/L]	150		
Sodium [mg/L]	200	200	200
Chloride [mg/L]	250	250	250
Aluminium [mg/L]	0.2	0.2	
Iron [mg/L]	0.3	0.3	
Copper [mg/L]	1.0	1.0	
Zinc [mg/L]	5.0	3.0	
Manganese [mg/L]	0.1	0.1	
Residual chlorine [mg/L]	0.2–0.5	0.6–1.0	
Sulphates [mg/L]		250	250
Boron [mg/L]		0.5	

Nel campo della dissalazione acqua di mare per la produzione di acqua ad uso potabile generalmente i principali obiettivi dei post-trattamenti sono:

- ricarbonatazione: incremento dell'alcalinità e del pH del permeato al fine di garantire al permeato un carattere non aggressivo e non corrosivo
- remineralizzazione: incremento del contenuto di Sali minerali
- post-disinfezione: finalizzata a garantire un carattere sterile all'acqua destinata al consumo umano

La ricarbonatazione esercita anche un effetto di incremento della durezza, il che può consentire di conformarsi ai valori guida indicati in *Tabella 3.9*.

Negli impianti a osmosi inversa la pratica di remineralizzazione, generalmente non è di particolare interesse, essenzialmente perché non è un'esigenza altrettanto premente per la gestione della rete di distribuzione quale la ricarbonatazione e perché oltre ad essere una pratica poco economica in alcuni casi determina un incremento della concentrazione di ioni indesiderati.

In *Tabella 3.10* sono riportate le caratteristiche raccomandate per l'acqua dissalata, a valle delle operazioni di ricarbonatazione e remineralizzazione per temperature comprese tra 14 e 25°C (*Hernandez – Suarez, 2010*).

Tabella 3.10. Caratteristiche raccomandate per l'acqua dissalata, a valle delle operazioni di ricarbonatazione e remineralizzazione, per temperature comprese tra 14 e 25°C. Si osservi che il pH si trova in campo leggermente alcalino, e il Langelier Saturation Index (LSI) è molto prossimo a zero. (*Hernandez – Suarez, 2010*)

<i>Parameter</i>	<i>Range</i>
<i>pH</i>	<i>8.2 ± 0.1</i>
<i>Alk, mg CaCO₃/L</i>	<i>56 ± 3</i>
<i>HCO₃⁻, mg/L</i>	<i>68 ± 3</i>
<i>Ca²⁺, mg/L</i>	<i>21 ± 2</i>
<i>CO₂, mg/L</i>	<i>0.7 ± 0.1</i>
<i>LSI (SM2330)</i>	<i>± 0.15</i>

3.6.1. Metodi di ricarbonatazione

Obiettivo della ricarbonatazione è di portare il Langelier Saturation Index del permeato a valori leggermente positivi, campo di valori cui compete all'acqua un carattere leggermente incrostante (*Withers, 2005*):

- ✓ prevenendo l'azione aggressiva nei confronti dei carbonati
- ✓ producendo un leggero strato protettivo di carbonato di calcio nelle tubazioni

Inoltre la ricarbonatazione incrementando l'alcalinità dell'acqua:

- ✓ ne aumenta la stabilità nei confronti di eventuali fenomeni che porterebbero ad una modifica di pH e di conseguenza ad una significativa modifica del LSI
- ✓ ne aumenta la palatabilità
- ✓ riduce il carattere corrosivo dell'acqua (mantenendo basso l'indice di *Larson-Skold*)

Opzioni di ricarbonatazione possibili per il permeato del processo di osmosi inversa per la produzione di acqua potabile sono (*Fritzmann, 2007*):

- ricarbonatazione con calce e CO₂
- dissoluzione di calcite
- dosaggio di soluzioni chimiche
- miscelazione del permeato con altre fonti di acqua a carattere salino

3.6.1.1 Ricarbonatazione con calce e CO₂

Il processo di **ricarbonatazione con calce e CO₂** sfrutta la seguente reazione:



Al permeato del processo RO è preventivamente dosata CO₂ in forma liquida mediante un sistema di assorbimento, spesso realizzato in pressione, onde incrementare la quantità di CO₂ dissolvibile. Talvolta è solo una quota parte del flusso di permeato ad essere saturata con CO₂. Al flusso così acidificato è dosato il latte di calce, come schematizzato in *Figura 3.36*.

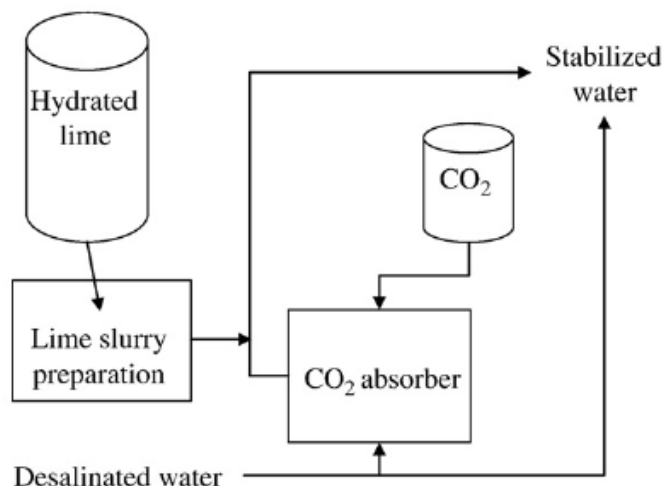


Figura 3.36. Schematizzazione del processo di ricarbonatazione del permeato con calce e CO₂. All'acqua da trattare sono dosate CO₂ (dosata in forma liquida all'interno di un sistema detto CO₂ absorber) e calce (all'interno di un sistema detto lime saturator). Calce e CO₂ reagiscono secondo la (4) portando alla produzione di alcalinità (Birnhack et al., 2006).

Il latte di calce è dosato all'acqua da trattare all'interno di un reattore detto *Lime Saturator*, ossia un decantatore finalizzato alla separazione delle impurità, secondo lo schema rappresentato in *Figura 3.37*. Il dosaggio di CO₂ può essere effettuato a monte del *Lime Saturator* oppure, come in *Figura 3.37*, a valle del dosaggio di calce.

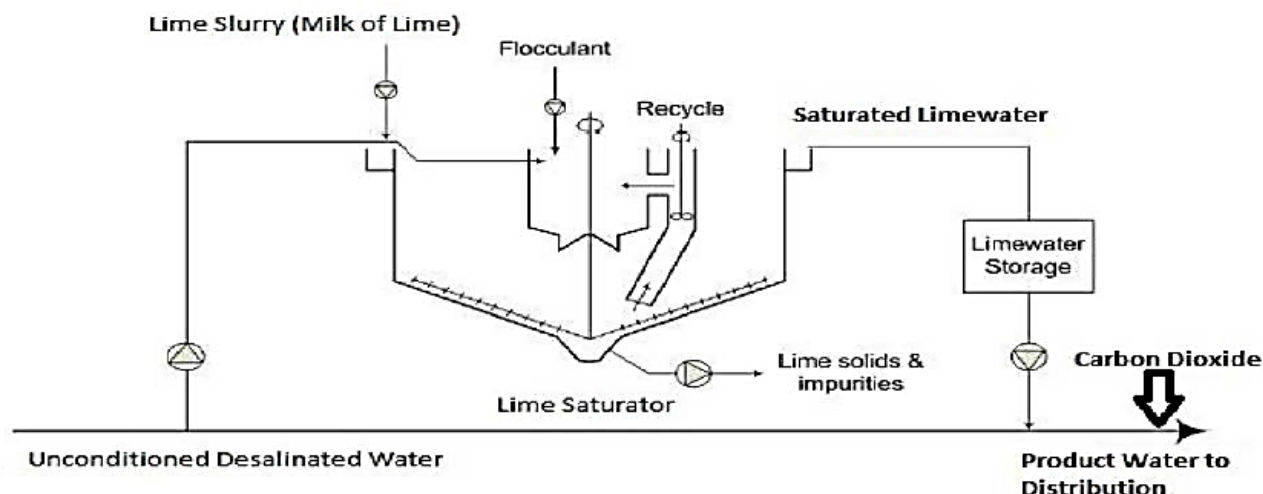


Figura 3.37. Schematizzazione dell'operazione di dosaggio di calce, che consiste nel dosaggio di latte di calce all'acqua dissalata all'interno di un reattore detto *Lime Saturator*, ossia un decantatore atto a rimuovere le impurità. Tale operazione può essere eseguita a monte o a valle del dosaggio di CO₂, nel caso rappresentato in figura è effettuata a monte. (Voutchkov, 2011)

In *Figura 3.38* un'immagine relativa ad un sistema di ricarbonatazione con calce e CO₂, dove sono evidenziati gli elementi principali costituenti tale unità dell'impianto, ossia il silo di stoccaggio di calce

idratata, il serbatoio di stoccaggio di CO₂ liquida e il reattore di dosaggio della calce, detto *Lime Saturator* (Hernandez – Suarez, 2010).

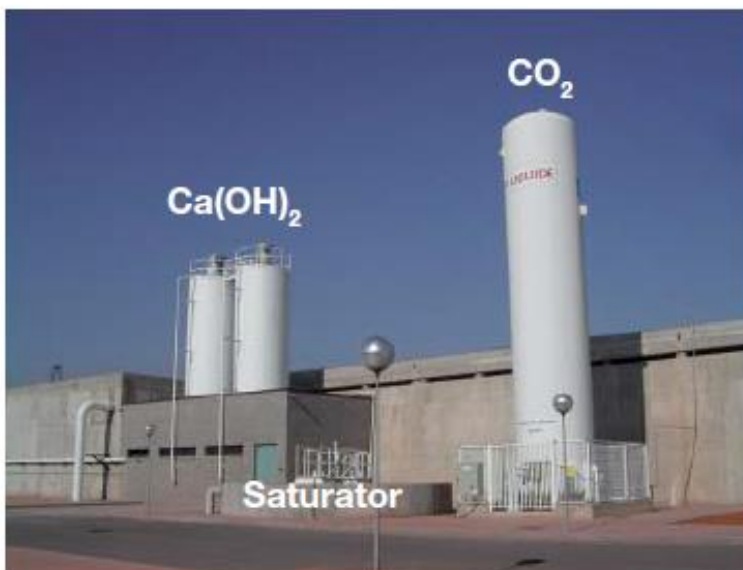


Figura 3.38. Immagine di un sistema di ricarbonatazione con calce e CO₂. Si osservino gli elementi principali costituenti tale unità, ossia il silo di stoccaggio di calce idrata, il serbatoio di stoccaggio di CO₂ liquida e il reattore di dosaggio della calce, detto *Lime Saturator* (Hernandez – Suarez, 2010).

Qualora il dosaggio di CO₂ fosse effettuato preventivamente al dosaggio di calce l'equilibrio del carbonio sarebbe fortemente spostato verso la CO₂ e verso un campo di pH acido. Il dosaggio di calce determinerebbe dunque un incremento del pH, andando così a promuovere la produzione di HCO₃⁻ secondo la seguente reazione:



L'incremento della concentrazione di bicarbonato e di calcio, assieme ad un incremento del pH determina così il desiderato incremento del LSI (*Langelier Saturation Index*), assieme ad un aumento dell'alcalinità carbonatica, e dunque del potere tampone.

Teoricamente il permeato stesso contiene già CO₂ e possiede un pH basso, e quindi il dosaggio di calce determinerebbe già di per sé una produzione di Ca(HCO₃)₂. Tuttavia l'alcalinità carbonatica acquisita dall'acqua alla fine del processo sarebbe limitata, e così il suo potere tampone, e inoltre il suo potere corrosivo potrebbe essere ancora alto.

A causa della limitata alcalinità dell'acqua facilmente il dosaggio di calce potrebbe determinare lo spostamento del LSI verso un campo incrostante, andando a determinare un incremento di torbidità, il cui limite fissato dalla WHO è pari a 5. Allo scopo di evitare questo problema è necessario dunque (Withers, 2005):

- effettuare una efficace saturazione di calce, ottenuta mediante il *Lime Saturator*
- utilizzare una soluzione di calce in concentrazione superiore al 96%
- dosare una sufficiente quantità di CO₂

Come si evince dal grafico in *Figura 3.39* all'aumentare del dosaggio di CO₂, per effetto di un incremento di alcalinità si ottiene un miglior controllo del pH ottenibile con il dosaggio di calce. Si osservi infatti che all'aumentare del dosaggio di CO₂ le curve di relazione tra dosaggio di Ca(OH)₂ e pH risultano meno ripide. Un miglior controllo del pH significa tra l'altro un più efficace contenimento della formazione di torbidità, aspetto critico di questa opzione di ricarbonatazione.

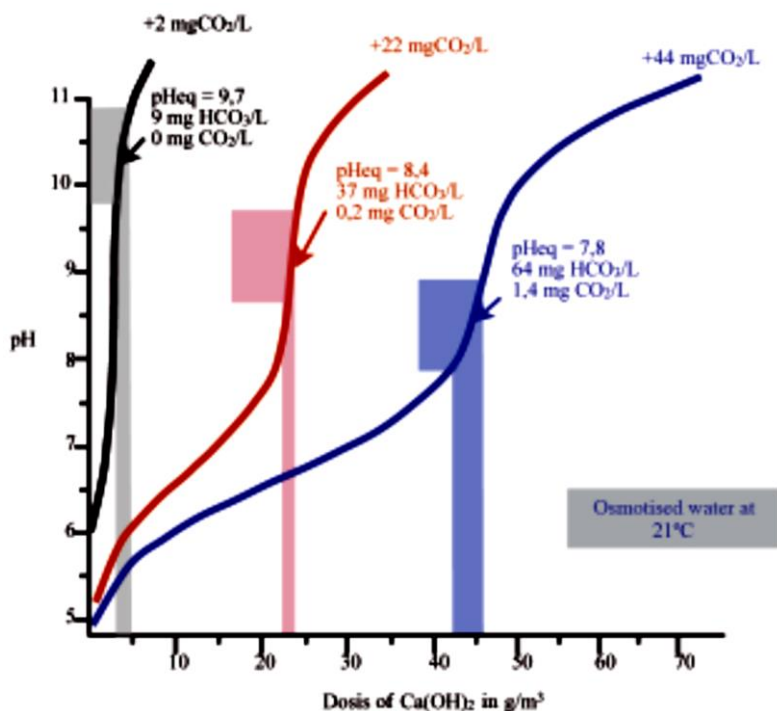


Figura 3.39. Relazione tra dosaggio di calce (in ascissa) e pH conseguito (in ordinata) in funzione del dosaggio di CO₂. Si osservi che all'aumentare del dosaggio di CO₂, per effetto di un incremento di alcalinità si ottiene un miglior controllo del pH ottenibile con il dosaggio di calce. Un miglior controllo del pH significa tra l'altro un più efficace contenimento della formazione di torbidità, aspetto critico di questa opzione di ricarbonatazione. (Hernandez – Suarez, 2010).

Un problema di questo processo è insito nella difficoltà di mantenere stabile il pH dell'acqua prodotta, e così il LSI, a causa del basso potere tampone del permeato di RO: può essere dunque necessario prevedere a valle del processo un sistema di sicurezza per il dosaggio di acido o soda per il controllo del pH. La ricarbonatazione con calce e CO₂ è una pratica di non semplice gestione, viste le problematiche connesse, ma comunque molto diffusa, anche in grandi impianti SWRO.

3.6.1.2 Dissoluzione di calcite

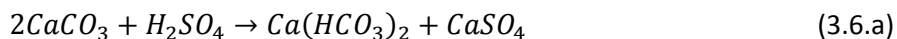
Il processo di **dissoluzione di calcite** consiste nel far attraversare al flusso di permeato preventivamente acidificato un letto granulare di pietra calcarea. Il carattere fortemente aggressivo del flusso pre-acidificato nei confronti del carbonato di calcio ne provoca la dissoluzione in acqua, con conseguente effetto di ricarbonatazione.

La calcite granulare filtrante utilizzata per il letto granulare ha generalmente una purezza del 99% e una granulometria di 1 – 4,3 mm, meglio ancora se compresa tra 1 – 3 mm (Hernandez – Suarez, 2010).

Il permeato del processo RO possiede già per sua natura un carattere aggressivo nei confronti del carbonato di calcio: pertanto pur senza effettuare la pre-acidificazione nel suo attraversamento del letto di pietra calcarea la dissoluzione del carbonato di calcio avrebbe luogo spontaneamente. Tuttavia la cinetica di tale reazione è intrinsecamente lenta, e dunque per avere il desiderato effetto di dissoluzione di carbonato di calcio si dovrebbero avere dei tempi di contatto lunghi. Il fatto di pre-acidificare il flusso prima del contatto con la calcite incrementa la driving force che provoca la dissoluzione di carbonato di calcio e così la cinetica della reazione. Alternative di pre-acidificazione sono (Birnhack et al., 2011):

- dosaggio di forte reagente acido, tipicamente H₂SO₄
- dosaggio di CO₂

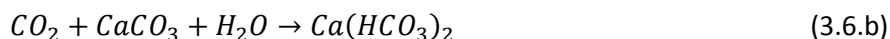
La prima soluzione consiste nel dosaggio di H_2SO_4 al permeato allo scopo di ridurre il pH a valori molto bassi, inferiori a 4,5. In queste condizioni l'equilibrio chimico del carbonio sarà totalmente spostato verso la CO_2 e lo ione carbonato prodotto dalla dissoluzione di calcite reagirà rapidamente con il protone H^+ disponibile in elevate concentrazioni a dare ione bicarbonato. Mano a mano che il processo ha corso aumentano il pH e la concentrazione di bicarbonato, riducendo così la driving force per la dissoluzione di calcite. Chiaramente più basso è il pH prodotto dall'operazione di pre-acidificazione più intenso e prolungato sarà il processo di dissoluzione di calcite. La reazione che descrive il processo è la seguente:



La seconda opzione consiste nel disciogliere CO_2 , soluzione che comporta sì una riduzione di pH, ma valori certamente superiori rispetto a quanto ottenibile mediante dosaggio di acido solforico e attestabili attorno a 5. Tuttavia la dissoluzione di CO_2 per effetto di un incremento del potere tampone incrementa la capacità di dissoluzione di carbonato di calcio (*Birnhack et al., 2011*).

La CO_2 è dosata in forma liquida, e al fine di incrementare la concentrazione di saturazione della CO_2 in acqua il dosaggio può essere effettuato a elevata pressione, ossia 2 – 6 bar (*Hernandez – Suarez, 2010*).

CO_2 e carbonato di calcio disciolti per dissoluzione della calcite reagiscono secondo la seguente reazione:



Tra le due alternative di pre-acidificazione quella con dosaggio di acido solforico risulta generalmente la meno costosa (*Birnhack et al., 2011*), tanto da essere applicata a larga scala negli impianti di Ashkelon e Palmachim (Israele). La maggior economicità è data dalla maggior capacità di disciogliere calcite, il che consente di incrementare la quantità di flusso che bypassa il trattamento (cf. *Figura 3.40*) sino a livelli del 70 – 85% e così ridurre il volume del reattore di contatto (*Oren et al., 2010*).

D'altra parte l'acidificazione con acido solforico comporta l'incremento di concentrazione di solfati nell'acqua e una maggior concentrazione di ioni calcio a parità di alcalinità, che oltre a incrementare la durezza riduce il potere tampone dell'acqua a parità di LSI. Nonostante però siano aggiunti all'acqua solfati, la loro concentrazione rimane conforme ai limiti per l'acqua destinata ad uso irriguo (*Shlesinger et al., 2010*).

In entrambe le soluzioni di pre-acidificazione all'uscita del reattore di contatto l'acqua potrebbe ancora possedere un carattere aggressivo, in ragione della sopra evidenziata lentezza della reazione di dissoluzione, o per via del fatto che talvolta non tutto il flusso di acqua dissalata è sottoposto a ricarbonatazione e pertanto sarà necessario incrementare il pH del flusso complessivo sino al valore neutro – leggermente alcalino raccomandato dalla WHO, cui compete un carattere leggermente incrostante. È dunque presente un'unità di post-alcalinizzazione finalizzata all'incremento del pH di tale flusso allo scopo di portare il LSI a valori leggermente positivi. Essendo dotata di bassa durezza, tipicamente inferiore a 100 mg/L $CaCO_3$, non si pone rischio di precipitazione di $CaCO_3$ per valori di LSI compresi tra 0,5 e 1, persino alla temperatura di 40°C.

La post-alcalinizzazione può essere realizzata:

- dosando reagenti alcalini quali calce, soda, carbonato di calcio
- effettuando uno stripping di CO_2 attraverso un'unità di degasazione

dove quest'ultima soluzione è chiaramente applicabile soltanto qualora la concentrazione di CO_2 sia in condizioni di sovrasaturazione rispetto all'equilibrio con la CO_2 atmosferica. Pertanto la degasazione è applicata solamente quando si è utilizzato come agente acidificante la CO_2 . Di fatto comunque la difficoltà nel raggiungere rendimenti di rimozione di CO_2 spinti mediante la sola degasazione, anche in ragione dei rischi di incrostazione nella torre di degasazione spingono generalmente a ricorrere ad una soluzione di degasazione parziale seguita da dosaggio reagenti alcalini per il raggiungimento del pH desiderato, dei quali

la soda è il reagente tipicamente più utilizzato per ragioni di carattere economico e gestionale. (Withers, 2005, Birnhack et al., 2011)

In Figura 3.40 è schematizzato il processo di dissoluzione di calcite con uso di CO₂ come agente acidificante.

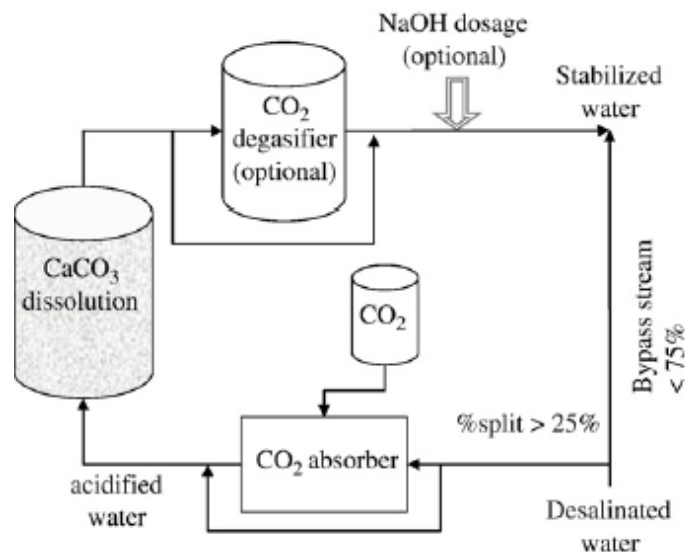
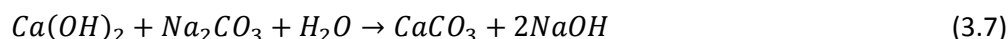


Figura 3.40. Schematizzazione del processo di dissoluzione di calcite per la ricarbonatazione del permeato. Nel caso rappresentato in figura si è utilizzato come agente acidificante la CO₂. Il permeato del processo di osmosi inversa, previa acidificazione con CO₂ (CO₂ absorber) entra in un reattore di contatto con la calcite, dove grazie al suo carattere aggressivo dà luogo a dissoluzione di carbonato di calcio. Infine è effettuato un aggiustamento del pH, che può essere effettuato per degasazione, per dosaggio di agente alcalino, o per combinazione tra i due sistemi. (Birnhack et al., 2011).

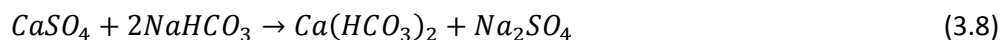
3.6.1.3 Metodi alternativi

Soluzioni di ricarbonatazione alternative a quelle sopraesposte consistono nel **dosaggio di soluzioni chimiche a base di cloruro di calcio o di bicarbonati**.

Un metodo è quello di dosare calce e carbonato di sodio, i quali andrebbero a reagire secondo la seguente reazione:



Un altro metodo consiste nel dosare solfato di calcio e bicarbonato di sodio, i quali reagiscono come segue:

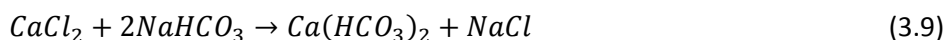


Quest'ultimo metodo generalmente non è applicato a causa della scarsa solubilità in acqua del solfato di calcio:

- che obbliga ad utilizzare una grande vasca per la preparazione della soluzione, la quale chiaramente avrà una bassa concentrazione
- che rischia di scaturire in una elevata torbidità nell'acqua prodotta

Inoltre la scarsa economicità del metodo è data dall'elevato costo del bicarbonato di sodio e dalla ulteriore necessità di correggere il pH.

Un ultimo metodo consiste nel dosaggio di cloruro di calcio e di bicarbonato di sodio, i quali reagiscono come segue:



Svantaggi di questo metodo sono insiti nell'elevato costo del bicarbonato di calcio, nella necessità di aggiustare il pH e nell'incremento della concentrazione di ione cloruro, la cui concentrazione è limitata dagli standard di qualità dell'acqua, e che può accrescere i problemi di corrosione.

La pratica di **miscelazione del permeato con altre fonti di acqua a carattere salino** verrà esposta nel *Cap. 3.5.2*. Si tratta di una pratica che può consentire di conseguire gli obiettivi sia di ricarbonatazione, sia di remineralizzazione.

3.6.1.4 Confronto tra i diversi metodi di ricarbonatazione

I metodi che consistono nel dosaggio di soluzioni chimiche sono metodi alternativi ai sistemi di ricarbonatazione con calce o con pietra calcarea, rispetto ai quali presentano minori costi fissi, ma maggiori costi di esercizio. Si tratta pertanto di sistemi che trovano giustificazione solamente alla piccola scala.

Nei grandi impianti di dissalazione a osmosi inversa dunque i sistemi di ricarbonatazione più diffusamente applicati sono quelli di ricarbonatazione con calce o calcite.

Nei sistemi di ricarbonatazione con calcite e in quelli di dissoluzione di calce e CO₂ un costo di cui tenere in considerazione è certamente quello relativo alla necessità di disporre di CO₂ da dosare nel sistema. La CO₂ può essere acquistata o prodotta in situ, quest'ultima soluzione in genere preferita nel caso di grandi impianti di dissalazione. Effettuare il processo a osmosi inversa a pH basso riduce il costo relativo al consumo di CO₂ da dosare per la ricarbonatazione, tuttavia al contempo aumentano i costi per la dissalazione legati alla necessità di rimuovere il boro.

Confrontando la (3.4) con la (3.6) si osserva che il processo di dissoluzione di pietra calcarea richiede il 50% del consumo di CO₂ rispetto al processo di dissoluzione di ricarbonatazione con calce e CO₂, perché anche il carbonato contribuisce a fornire carbonio, e questo determina un minor onere per la dissoluzione di CO₂.

Nella pratica però questo consumo è del 65 – 85% perché nel processo di ricarbonatazione con calcite e CO₂ si effettua un sovradosaggio di CO₂ per compensare la lentezza della cinetica di reazione.

Il processo di dissoluzione di calcite (con H₂SO₄ o con CO₂) richiede un maggior numero di apparecchiature rispetto al processo di ricarbonatazione con calce, quali:

- eventuale torre di strippaggio CO₂
- dosaggio chemicals in coda al processo

e pertanto presenta maggiori costi fissi.

In *Withers, 2005* si asserisce il fatto che nel processo di ricarbonatazione con calce i costi fissi siano il 50 – 80 % di quelli relativi al processo di dissoluzione di calcite. Tuttavia la calcite ha un costo pari al 15 – 20% del costo della calce, fatto che assieme ad un ridotto costo per il dosaggio di CO₂, riduce i costi di esercizio. Pertanto in grandi impianti SWRO, dove il consumo di calce sarebbe elevato, potrebbe in alcuni casi essere preferibile la soluzione di dissoluzione di calcite perché il risparmio sui costi di esercizio consentirebbe di giustificare i costi fissi e la maggior complessità impiantistica.

Nonostante ciò la ricarbonatazione con calce e CO₂ resta la più diffusa (*Birnhack et al., 2011*) anche in impianti SWRO di grandi dimensioni.

Il processo di dissoluzione di calcite sta acquisendo maggior importanza negli ultimi anni, e nonostante i minori costi di esercizio e la minor complessità gestionale risulta limitato, soprattutto nel caso di grandi impianti di dissalazione, dalla disponibilità di calcite di elevata qualità, ossia con elevato grado di purezza (*Birnhack et al., 2011*).

In *Tabella 3.11* sono riportate le opzioni di ricarbonatazione possibili e alcune indicazioni sulla scala tipica di applicazione, sulla economicità, sulla praticità di gestione e sul fatto che aggiungano o meno composti indesiderati in acqua.

Tabella 3.11. *Opzioni di ricarbonatazione possibili e alcune indicazioni sulla scala tipica di applicazione, sulla economicità del processo, sulla praticità di gestione e sul fatto che aggiungano o meno composti indesiderati in acqua. Per ragioni di tipo economico in impianti di taglia medio – grande si sono diffusi essenzialmente i sistemi di ricarbonatazione per dissoluzione di CO₂ con calce e di dissoluzione di calcite.*

Processo di ricarbonatazione	Reazione descrivente il processo	Aspetti economici		Scala tipica di applicazione	Difficoltà di gestione del processo	Aggiunta composti indesiderati
		Costi fissi	Costi di gestione			
Ricarbonatazione con calce e CO ₂	(4)	Medi	Medio - alti	Medio – grande	Alta	No
Dissoluzione di calcite	(6.a), (6.b)	Alti	Medi	Medio – grande	Media	Solo se pre-acidificazione con H ₂ SO ₄ (6.b)
Dosaggio Ca(OH) ₂ e Na ₂ CO ₃	(7)	Bassi	Alti	Medio – piccola	Media	No
Dosaggio di CaSO ₄ e NaHCO ₃	(8)	Bassi	Alti	Medio – piccola	Alta	Sì
Dosaggio CaCl ₂ e NaHCO ₃	(9)	Bassi	Alti	Medio – piccola	Bassa	Sì
Miscelazione con altre acque a carattere salino		Bassi	Bassi	Qualunque taglia di impianto	Bassa	Sì, a meno di ottima qualità della fonte secondaria di acqua

3.6.2. Metodi di remineralizzazione

La remineralizzazione consiste nell'incremento del contenuto minerale dell'acqua, relativamente ai minerali non aggiunti in ricarbonatazione. Tale pratica generalmente è poco diffusa negli impianti di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa, a causa del fatto che:

- i metodi di remineralizzazione generalmente sono poco economici e spesso aggiungono all'acqua elementi indesiderati (*Birnhack et al., 2011*)
- ai fini pratici di potabilizzazione dell'acqua e di gestione della rete di adduzione e distribuzione dell'acqua prodotta è più premente ottenere un'acqua dal carattere non aggressivo, anzi leggermente incrostante (*El Azhar, 2012*)
- la salinità dell'acqua prodotta comunque non è bassissima (*Withers, 2005*)

e pertanto spesso non viene presa in considerazione negli impianti a piena scala.

La soluzione di remineralizzazione più diffusamente applicata è quella di **miscelazione con fonti d'acqua a carattere salino**, soluzione che come già citato consente anche una ricarbonatazione dell'acqua prodotta dall'impianto. Fonti di acqua saline con cui miscelare il permeato possono essere:

- acque dolci disponibili in scarsa quantità
- acque salmastre
- acqua di mare

dove le prime due opzioni sono chiaramente preferite in ragione della qualità del prodotto finito ottenibile, ma la loro applicazione dipende dalla disponibilità di tali fonti di acqua.

Seppur si tratti di una soluzione economica la qualità del prodotto finito per quanto riguarda la concentrazione di alcuni ioni indesiderati (ad esempio Cl, SO₄) può risultare in alcune situazioni alquanto scarsa.

Un composto minerale che recentemente è oggetto di interesse in quanto pressoché assente nell'acqua prodotta dagli impianti di dissalazione di acqua di mare è il magnesio.

La WHO raccomanda una concentrazione di magnesio di 10 mg/L e di calcio di 30 mg/L nell'acqua ad uso potabile (*Kozisek, 2004*). I metodi di ricarbonatazione esposti nel paragrafo precedente garantiscono la presenza di calcio nell'acqua prodotta, ma non di magnesio. Pertanto di recente si è evidenziata l'esigenza di adottare dei sistemi di post-trattamento che garantissero la presenza anche di **magnesio nell'acqua prodotta dagli impianti di dissalazione di acqua di mare**, non solo per esigenze legate al consumo umano, ma anche per esigenze legato all'uso irriguo o all'uso per acquacultura.

Soluzioni possibili sono (*Birnhack et al., 2011*):

- dissoluzione di dolomite (CaMg(CO₃)₂) in alternativa o in combinazione con il processo di dissoluzione di calcite
- dosaggio di soluzioni chimiche quali MgSO₄ o MgCl₂

La dissoluzione di dolomite presenta i seguenti inconvenienti:

- reazione più lenta rispetto a quella di dissoluzione di calcite, il che richiede un reattore di contatto di maggiori dimensioni e un minor bypass (*Birnhack et al., 2011*)
- il processo di dissoluzione cessa ad un valore di pH pari a 5,5 e ad una bassa alcalinità (*Lahav et al., 2009*)
- la difficoltà nel conoscere la presenza relativa di calcite, o comunque della presenza relativa di calcio e magnesio, nella pietra granulare nel reattore di contatto rende difficile la previsione della qualità dell'acqua in uscita dal reattore e dunque rende difficoltosa la gestione del processo (*Birnhack et al., 2011*)

I punti critici evidenziati per il processo di dissoluzione dolomitica rendono tale processo oneroso sia dal punto di vista economico, che dal punto di vista gestionale. Oltretutto non consente di rispettare gli obiettivi di qualità per parametri più stringenti, quali l'alcalinità. Ne deriva che tale metodo è raramente applicato.

Asserito il fatto che il processo di dissoluzione dolomitica sia un processo non praticabile da solo, è possibile notare invece come si possa prestare a trattamento antecedente alla dissoluzione di calcite (*Lahav et al., 2009*). Questa soluzione consentirebbe di ottenere nell'acqua prodotta un adeguato apporto di calcio sia di magnesio, a discapito però di una elevata durezza e di un'alcalinità di poco inferiore agli standard di qualità. Si tratta di una soluzione innovativa, ma ancora onerosa sia dal punto di vista economico sia dal punto di vista gestionale e pertanto non ancora diffusa alla piena scala (*Birnhack et al., 2011*).

Il dosaggio di $Mg(SO_4)$ risulta in un considerevole incremento della concentrazione di solfati, mentre il dosaggio di $MgCl_2$ risulta in un considerevole incremento della concentrazione di cloruri (*Birnhack et al., 2011*). Il dosaggio di $Mg(OH)_2$ è invece chiaramente limitato dalla scarsa solubilità di tale composto. È possibile dunque concludere che allo stato dell'arte non è ancora disponibile alcun post-trattamento economicamente competitivo e pratico che garantisca un adeguato apporto di magnesio nell'acqua prodotta dagli impianti di dissalazione, o che comunque non introduca composti indesiderati nell'acqua prodotta.

3.6.3. Post-disinfezione

Nonostante l'acqua prodotta dal processo di osmosi inversa abbia una qualità molto elevata dal punto di vista batteriologico e virale se tale acqua deve essere destinata al consumo umano necessita di una post disinfezione di copertura in modo da evitare il proliferarsi di microrganismi nelle successive sezioni di distribuzione e stoccaggio (*Fritzmann et al., 2007*).

Soluzioni più diffusamente applicate sono (*Withers, 2005*):

- clorazione con cloro liquido o cloro gas
- clorazione con ipoclorito

La scelta tra queste soluzioni dipende da questioni legate a costi fissi, costi di esercizio e disponibilità di chemicals. La prima soluzione, a meno di questioni di disponibilità dell'agente chimico, risulta la più economica (*Whiters, 2005*).

3.7. Sistemi di recupero energetico

3.7.1. Bilancio energetico in un processo RO con dispositivo di recupero energetico

In un impianto di dissalazione a osmosi inversa la voce di maggior importanza dal punto di vista dei consumi energetici è rappresentata dalla spesa energetica per portare il flusso di acqua da alimentare all'unità di osmosi inversa da pressione atmosferica sino alla pressione idraulica necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato, pressione che nelle applicazioni su acqua di mare generalmente si attesta a valori compresi tra 60 – 70 bar.

Questo ruolo è svolto dalla pompa ad alta pressione (High Pressure Pump), che nelle applicazioni di interesse nel presente lavoro (dissalatori di acqua di mare di grandi dimensioni) consiste in una pompa centrifuga multistadio.

Con riferimento alla *Figura 3.41* è possibile calcolare l'energia necessaria per portare in pressione l'acqua di alimento al processo come segue:

$$\begin{array}{rccccccc}
 \text{Energia per portare a} & & \text{Energia per} & & \text{Energia per il} & & \text{Energia recuperata} \\
 \text{pressione un volume} & = & \text{produrre il flusso di} & + & \text{flusso di} & - & \text{con efficienza E dal} \\
 \text{V}_{sea} \text{ di acqua di mare} & & \text{permeato} & & \text{concentrato} & & \text{flusso di concentrato} \\
 \dots & & \dots & & \dots & & \dots
 \end{array} \quad (3.10)$$

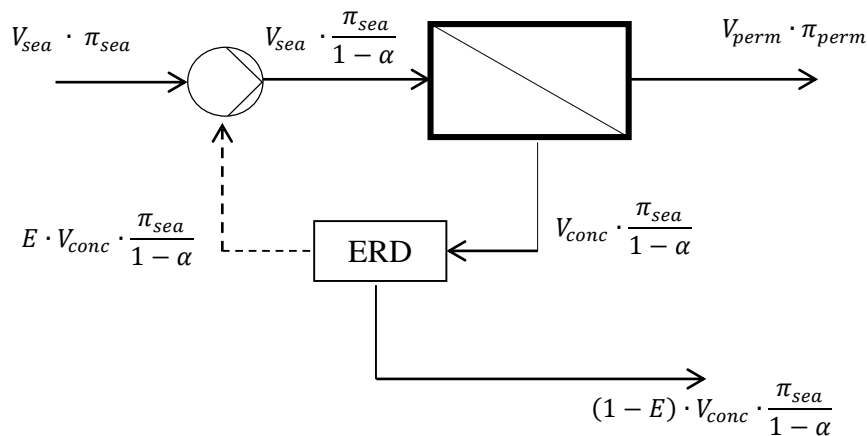


Figura 3.41. Bilancio teorico di energia relativo alla sezione di osmosi inversa. Il ERD (Energy Recovery Device) consente di recuperare una quota parte E dell'energia posseduta dal flusso di concentrato e trasferirla al flusso di alimento. Il fattore di recupero è indicato con il simbolo α .

La (10) si traduce dunque nella seguente:

$$V_{sea} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} + V_{conc} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} - E \cdot V_{conc} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \quad (3.11)$$

dove E è l'efficienza con la quale il sistema di recupero energetico (ERD) recupera energia dal flusso di concentrato per trasmetterla al flusso di alimento.

Ne deriva che:

$$V_{sea} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} + (1-E) \cdot V_{conc} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \quad (3.12)$$

Dato che:

$$V_{conc} = V_{sea} - V_{perm} = V_{perm} \cdot \left(\frac{1}{\alpha} - 1\right) \quad (3.13)$$

dove α è il recovery, sostituendo la (3.13) nella (3.12) si ottiene:

$$V_{sea} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \cdot \left[1 + (1-E) \cdot \left(\frac{1}{\alpha} - 1\right)\right] \quad (3.14)$$

Di cui si ricorda che $\frac{\pi_{sea}}{1-\alpha}$ è la pressione osmotica del concentrato, e che:

$$V_{sea} = V_{perm} \cdot \left[1 + (1-E) \cdot \left(\frac{1}{\alpha} - 1\right)\right] \quad (3.15)$$

dove per $E = 0$ si ritorna a:

$$V_{sea} = \frac{V_{perm}}{\alpha}$$

3.7.2. Energia minima teorica in funzione del recovery

Come visto nel *Cap. 2.1.2* la pressione minima $P_{th\ min}$ teoricamente necessaria a controbilanciare il flusso di acqua per osmosi è pari alla pressione osmotica del concentrato:

$$P_{th\ min} = \pi_{conc} = \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \quad (3.16)$$

Indicando:

$$n_1 = \frac{1}{1-\alpha} \quad (3.17)$$

la (16) diventa:

$$P_{th\ min} = n_1 \cdot \pi_{sea} \quad (3.16.bis)$$

In altre parole la pressione osmotica del concentrato, $\frac{\pi_{sea}}{1-\alpha}$, è pari a n_1 volte la pressione osmotica dell'acqua di mare.

L'energia minima teorica è l'energia minima teoricamente necessaria ad eguagliare la pressione osmotica del concentrato e trascurando il discorso della pressione efficace e altre perdite del sistema vale:

$$E_{min\ th} = \pi_{conc} \cdot V_{sea} = V_{sea} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \quad (3.18)$$

Rapportando tale valore al m^3 di acqua prodotta si ottiene l'energia minima teorica specifica $E_{min\ th\ spec}$ definita come:

$$E_{min\ th\ spec} = \frac{E_{min\ th}}{V_{permeate}} = \frac{V_{sea} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha}}{V_{permeate}} = \frac{\pi_{sea}}{\alpha \cdot (1-\alpha)} \quad (3.19)$$

che dalla (3.14) diventa:

$$E_{\min th spec} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha} \cdot \left[1 + (1-E) \cdot \left(\frac{1}{\alpha} - 1 \right) \right] \quad (3.20)$$

Si indichi con n_2 :

$$n_2 = \left[1 + (1-E) \cdot \left(\frac{1}{\alpha} - 1 \right) \right] \quad (3.21)$$

Inserendo la (3.21) nella (3.15) diventa:

$$V_{sea} = n_2 \cdot V_{perm} \quad (3.15.bis)$$

Inserendo la (3.17) e la (3.21) nella (3.20), diventa:

$$E_{\min th spec} = n_1 \cdot n_2 \cdot V_{perm} \cdot \pi_{sea} \quad (3.22)$$

Nella (3.22) si possono evidenziare due termini $n_1 \cdot \pi_{sea}$ e $n_2 \cdot V_{perm}$.

Indicando con n :

$$n = n_1 \cdot n_2 \quad (3.23)$$

La (3.22) diventa:

$$E_{\min th spec} = n \cdot V_{perm} \cdot \pi_{sea} \quad (3.24)$$

In altre parole l'energia minima teorica specifica è pari a n volte il prodotto $V_{perm} \cdot \pi_{sea}$. Tale prodotto equivale all'energia minima teorica per un processo RO condotto con *recovery* nullo ($\alpha = 0$) e con dispositivo di recupero energetico in grado di realizzare un'efficienza di recupero del 100% ($E = 1$). Infatti inserendo $E = 1$ nella (21) si ottiene:

$$n_2 = 1$$

Di conseguenza la (3.20) diventerebbe:

$$E_{\min th spec} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1-\alpha}$$

e poiché $\alpha=0$:

$$E_{\min th spec} = V_{perm} \cdot \pi_{sea}$$

Assumendo la salinità dell'alimento pari a 38.500 mgTDS/L la pressione osmotica dell'acqua di mare secondo la (2.1.ter) vale:

$$\pi_{sea}(38.500 ppmTDS) = 29,2 bar = 0,81 kWh/m^3$$

Al crescere della salinità dell'acqua di alimento aumenta π_{sea} , e quindi $E_{\min th spec}$.

Al crescere dell'efficienza di recupero energetico E diminuisce n_2 , e così anche $E_{\min th spec}$.

Al crescere del *recovery* n_1 aumenta, ossia aumenta la pressione osmotica del concentrato, ma diminuisce n_2 , ossia diminuisce il volume di acqua di mare necessario ad ottenere un dato volume di permeato (3.15.bis).

Costruendo il grafico in *Figura 3.42*, si può dunque osservare la relazione tra il *recovery* α , e $E_{\min th spec}$, espressa sia in [kWh/m³], sia come numero di volte n il prodotto $V_{perm} \cdot \pi_{sea}$.

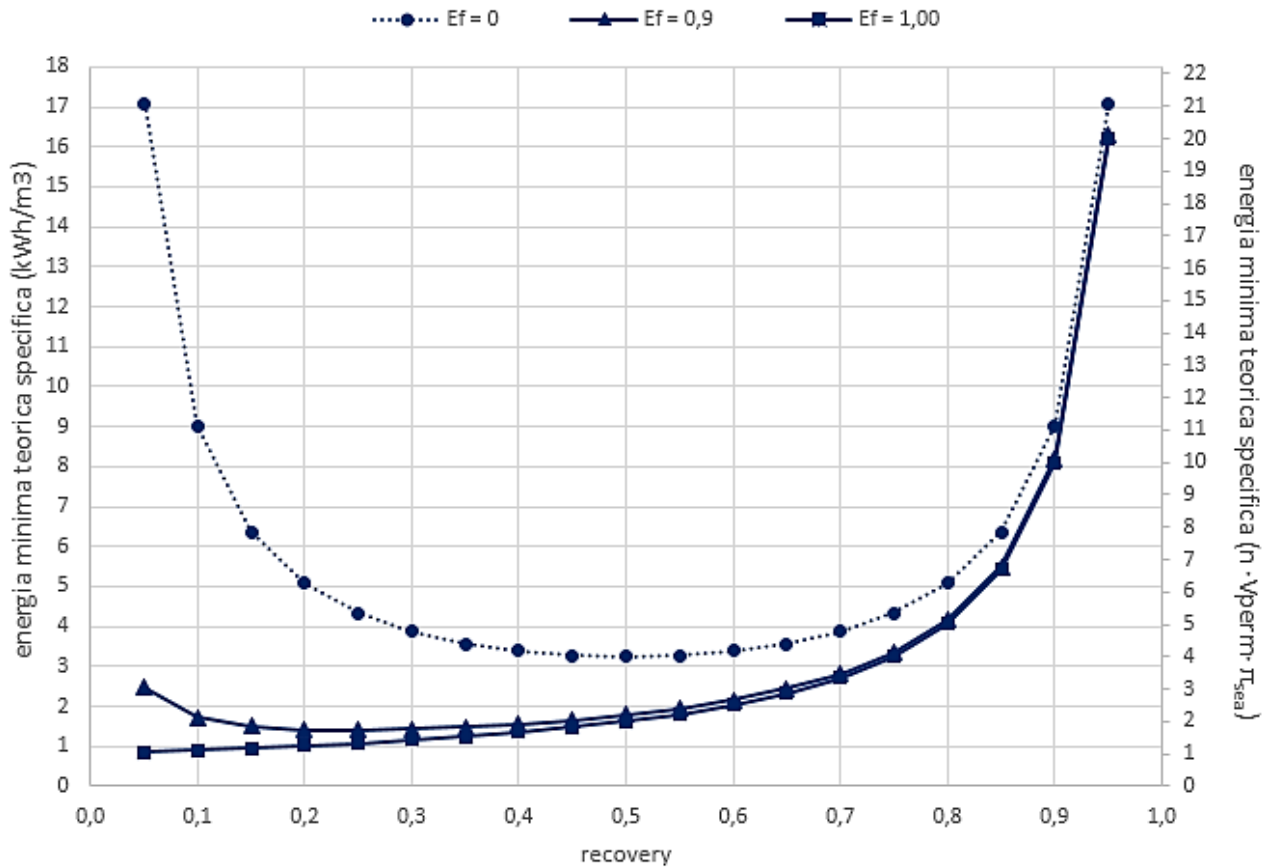


Figura 3.42. Energia minima specifica teorica in funzione del recovery che si desidera ottenere. La relazione che lega le due grandezze è la (3.20), dove si è assunta una salinità di 38.500 mgTDS/L, cui compete una pressione osmotica di circa 29 bar.

L'energia minima specifica teorica è riportata sia in kWh/m³, sia in numero di volte il prodotto $V_{perm} \cdot \pi_{sea}$.

È riportata anche lo scenario in cui non è operato il recupero energetico. È possibile osservare che all'aumentare del rendimento di recupero energetico diminuisce il valore di recovery che minimizza la spesa energetica. Tale risultato è tuttavia influenzato dalle assunzioni fatte e dal fatto che non si sono considerati i consumi energetici relativi alle operazioni di presa (intake) e di pretrattamento: tenendo conto di questi aspetti il valore di recovery che minimizzasse l'energia specifica sarebbe stato più alto.

È utile confrontare i tre scenari desumibili dal grafico in tre casi:

- E = 0: cioè nessun sistema di recupero energetico
- E = 1: sistema di recupero energetico con efficienza 100%
- E = 0,9 : sistema di recupero energetico con efficienza 90%

considerando per tutti gli scenari $\alpha = 0,45$, e la salinità dell'alimento è 38.500 ppm TDS, cui corrisponde π_{sea} pari a 29,2 bar.

Per E = 0 si avrà:

$$E_{min th spec} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1 - 0,45} \cdot \left[1 + (1 - 0) \cdot \left(\frac{1}{0,45} - 1 \right) \right] = 3,28 kWh = 4 V_{perm} \cdot \pi_{sea}$$

Per E = 0,9 si ottiene:

$$E_{min th spec} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1 - 0,45} \cdot \left[1 + (1 - 0,9) \cdot \left(\frac{1}{0,45} - 1 \right) \right] = 1,65 kWh = 2,04 V_{perm} \cdot \pi_{sea}$$

Infine per $E = 1$ si avrà:

$$E_{min th spec} = V_{perm} \cdot \frac{\pi_{sea}}{1 - 0,45} \cdot \left[1 + (1 - 0,9) \cdot \left(\frac{1}{0,45} - 1 \right) \right] = 1,47 kWh = 1,82 V_{perm} \cdot \pi_{sea}$$

Nel caso di $E = 0$ i consumi energetici sono alti sia per basso che per alto *recovery*, per i seguenti motivi:

- a basso α (es. $\alpha = 0,1$) è bassa l'energia per vincere la pressione osmotica ($\pi_{conc} = 1,1 \pi_{sea}$), ma è molto elevato il volume V_{sea} da pompare ad alta pressione, pari a 10 volte V_{perm}
- ad alto α (es. $\alpha = 0,9$) è basso il volume V_{sea} da pompare ad alta pressione, pari a 1,1 volte V_{perm} , ma è molto alta la pressione osmotica da vincere, pari a 10 volte π_{sea}

Nel caso di $E = 0,9$, come verrà approfondito più avanti, si utilizzano sistemi di recupero energetico nei quali il flusso di concentrato scambia energia solamente con una quota parte del flusso di alimento al processo RO. Si tratta di dispositivi volumetrici, e pertanto il flusso di concentrato scambia energia con una pari portata di flusso di alimento. Poiché $E < 1$ flusso pressurizzato all'interno del dispositivo isobarico possiede una pressione inferiore a quella necessaria all'alimento al processo RO: la residua prevalenza è conferita da una pompa di rilancio.

La pompa di alta pressione invece trasferisce energia ad una portata pari a quella del permeato, a prescindere dal *recovery*.

Al variare del *recovery* dunque si modifica solamente la portata che deve essere sottoposta a ulteriore pressurizzazione all'interno della pompa di rilancio.

Pertanto:

- a basso *recovery* π_{sea} sarà basso, ma si pagherà proporzionalmente molto sulle pompe di rilancio, le quali si vedranno aumentare la portata da trattare
- a elevato *recovery* aumenta molto π_{sea} , ma diminuisce la portata di alimentazione alle pompe di rilancio

Si osservi in *Figura 3.42* che all'aumentare dell'efficienza di recupero energetico diminuisce il valore di *recovery* che minimizza la spesa energetica specifica.

Tale risultato deriva dalle assunzioni prese per il calcolo della (3.18), e dal fatto che non si è tenuto conto della spesa energetica relativa alle operazioni di prelievo di acqua di mare (intake) e di pre-trattamenti, operazioni che rappresentano un costo: ridurre il *recovery* significa aumentare il costo specifico (costo rapportato al m^3 di acqua prodotta dall'osmosi inversa) di queste operazioni.

Anche operare con un *recovery* troppo elevato determina delle problematiche. Infatti all'aumentare del *recovery*:

- aumenta la pressione idraulica di alimentazione al processo, ma il limite massimo di pressione idraulica tollerabile dalle membrane è in genere poco superiore a 80 bar
- aumenta il rischio fouling
- aumentando la pressione idraulica di alimentazione aumenta il flusso specifico di permeato nei primi elementi di membrane del Pressure Vessel, andando ad intensificare così i fenomeni di polarizzazione e fouling chimico

Pertanto nella pratica della dissalazione di acqua di mare si opera con un *recovery* tipicamente pari a 0,4 – 0,5 (M. Wilf, 2007), e quasi sempre inferiore a 0,5.

3.7.3. Importanza del recupero energetico nel processo RO

Vista l'influenza del *recovery* e dell'adozione dei sistemi di recupero energetico sui consumi energetico del processo RO, si analizza con alcuni esempi l'importanza dell'adozione dei sistemi di recupero energetico. L'energia specifica, ossia l'effettivo consumo energetico del processo RO rapportato all'unità di acqua prodotta, può essere generalizzata mediante la seguente relazione:

$$E_{spec} = \frac{Q_{in\ RO} \cdot P_{in\ RO} - \eta_{ERD} \cdot P_{conc\ RO} \cdot Q_{conc\ RO}}{\eta_P \cdot Q_{in\ RO} \cdot \alpha} \quad (3.25)$$

dove:

$Q_{in\ RO}$ (m³/h): portata di alimento al processo RO

$P_{in\ RO}$ (bar): pressione idraulica di alimento al processo RO

$Q_{conc\ RO}$ (m³/h): portata del flusso di concentrato prodotto dal processo RO

$P_{conc\ RO}$ (bar): pressione idraulica del flusso di concentrato del processo RO, tipicamente inferiore per circa 2 bar a $P_{in\ RO}$

α : recovery

η_P : rendimento energetico della pompa di alta pressione

η_{ERD} : efficienza con la quale l'energia posseduta dal flusso di concentrato è trasferita al flusso di alimento.

Poiché:

$$Q_{conc\ RO} = Q_{in\ RO} \cdot (1 - \alpha)$$

la (3.25) diventa:

$$E_{spec} = \frac{P_{in\ RO} - \eta_{ERD} \cdot (1 - \alpha) \cdot P_{conc\ RO}}{\eta_P \cdot \alpha} \quad (3.26)$$

Si assuma una salinità dell'acqua di mare pari a 38.500 ppm TDS e un recovery pari a 0,45, cui competono generalmente una pressione di alimentazione pari a 65 bar. Si assume che la pressione idraulica del concentrato sia inferiore di 3 bar rispetto alla pressione idraulica dell'alimento all'unità RO e si assume un rendimento energetico della pompa di alta pressione η_P pari al 80%.

Sulla base di queste assunzioni si calcola mediante la (3.26) il consumo energetico specifico per i seguenti scenari:

- assenza di sistema di recupero energetico
- $\eta_{ERD} = 0,70$: risultato conseguibile con sistemi di recupero energetico di vecchia generazione
- $\eta_{ERD} = 0,96$: risultato conseguibile con sistemi di recupero energetico di ultima generazione

In assenza di sistema di recupero energetico risulta:

$$E_{spec} = \frac{65\ bar}{0,8 \cdot 0,45} \cdot 100 \frac{kPa}{bar} \cdot \frac{1kWh}{3600\ kJ} = 5,02 \frac{kWh}{m^3}$$

Con η_{ERD} pari al 70% risulta:

$$E_{spec} = \frac{65\ bar - 0,7 \cdot (1 - 0,45) \cdot 63\ bar}{0,8 \cdot 0,45} \cdot 100 \frac{kPa}{bar} \cdot \frac{1kWh}{3600\ kJ} = 3,14 \frac{kWh}{m^3}$$

Con η_{ERD} pari al 96% risulta:

$$E_{spec} = \frac{65 \text{ bar} - 0,96 \cdot (1 - 0,45) \cdot 63 \text{ bar}}{0,8 \cdot 0,45} \cdot 100 \frac{\text{kPa}}{\text{bar}} \cdot \frac{1 \text{ kWh}}{3600 \text{ kJ}} = 2,45 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$$

I risultati ottenuti sono riassunti nell'istogramma in *Figura 3.43*.

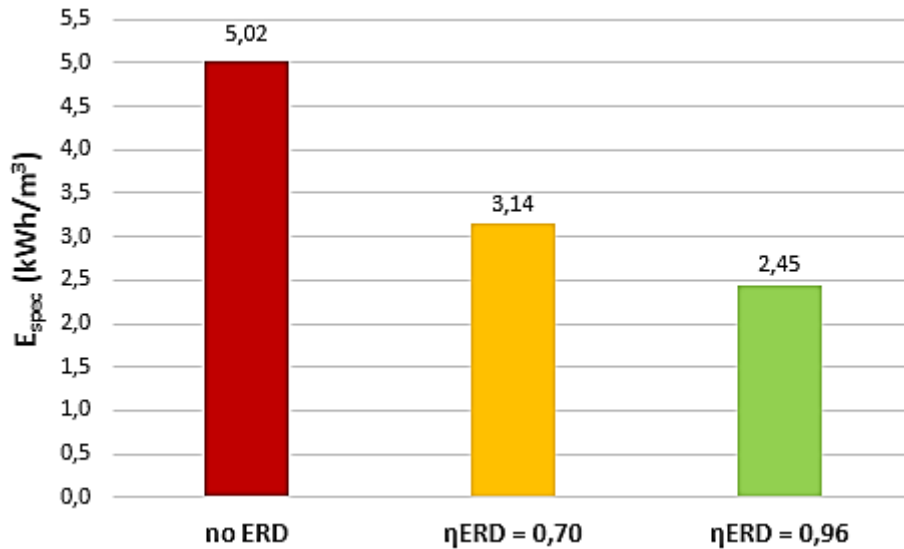


Figura 3.43. Energia specifica relativa al processo RO, per diversi scenari di recupero energetico: in assenza di dispositivo di recupero energetico (no ERD), con dispositivo energetico che recupera l'energia posseduta dal flusso di concentrato con efficienza 70%, con dispositivo di recupero energetico con efficienza 96%. Per il calcolo dell'energia specifica si è utilizzata la (3.26) e si è assunta una salinità dell'acqua di mare pari a 38.500 ppm TDS e un recovery pari a 0,45, cui competono generalmente una pressione di alimentazione pari a 65 bar. Si assume che la pressione idraulica del concentrato sia inferiore di 3 bar rispetto alla pressione idraulica dell'alimento all'unità RO e si assumen un rendimento energetico della pompa di alta pressione η_p pari al 80%.

Attuando un recupero dell'energia posseduta dal flusso di concentrato il consumo energetico specifico del processo è ridotto rispetto alla situazione in cui il recupero energetico non sia attuato del 37% e del 52% adottando rispettivamente dei dispositivi di recupero energetico di efficienza 0,70 e 0,96.

Da qui la convenienza di effettuare il recupero energetico.

3.7.4. Dispositivi di recupero energetico

3.7.4.1. Classificazione

I dispositivi di recupero dell'energia posseduta dal concentrato possono essere suddivisi in due macro categorie (Stover, 2009):

- dispositivi centrifughi
- dispositivi isobarici

I dispositivi centrifughi si avvalgono dell'utilizzo di una turbina per convertire l'energia idraulica posseduta dal flusso di concentrato in energia meccanica di rotazione di un albero, che a sua volta attraverso una pompa è trasferita sotto forma di energia idraulica al flusso di acqua di mare da alimentare all'unità di osmosi inversa. Dispositivi di più diffusa applicazione tra quelli appartenenti a tale categoria sono:

- turbine Pelton
- turbocharger idraulico

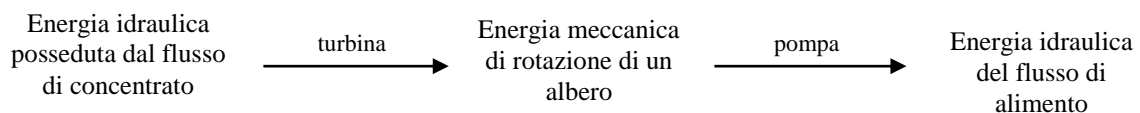


Figura 3.44. Stadi di trasferimento dell'energia dal flusso di concentrato al flusso di acqua di alimento nei dispositivi di recupero dell'energia di tipo centrifugo. L'energia idraulica posseduta dal flusso di concentrato è trasformata attraverso una turbina in energia meccanica di rotazione di un albero, che a sua volta attraverso una pompa è trasferita sotto forma di energia idraulica al flusso di acqua di mare da alimentare all'unità di osmosi inversa.

Nei dispositivi isobarici l'energia idraulica posseduta dal flusso di concentrato è convertita direttamente in energia idraulica del flusso di acqua alimentata all'unità di osmosi inversa, avvalendosi di un principio analogo a quello delle pompe volumetriche, tanto che i dispositivi isobarici sono anche detti dispositivi volumetrici. Tipologie di dispositivi isobarici attualmente in commercio sono (Stover, 2006):

- scambiatori di pressione di tipo rotante (rotary Pressure Exchangers)
- scambiatori di lavoro a pistone (piston-type Work Exchangers)

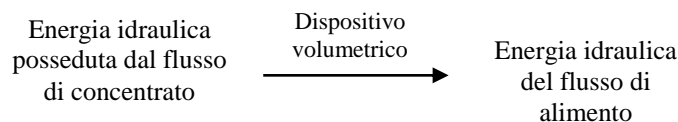


Figura 3.45. Stadi di trasferimento dell'energia dal flusso di concentrato al flusso di acqua di alimento nei dispositivi di recupero dell'energia di tipo isobarici. L'energia idraulica posseduta dal flusso di concentrato è convertita direttamente in energia idraulica del flusso di alimento tramite un dispositivo volumetrico.

Poiché nei dispositivi centrifughi l'energia idraulica nel suo trasferimento dal flusso di concentrato al flusso di acqua di alimento subisce un maggior numero di trasformazioni allora l'efficienza di recupero energetico relativa a tali dispositivi sarà inferiore a quella che caratterizza i dispositivi isobarici. In particolare mentre per i primi l'efficienza di trasferimento dell'energia è tipicamente inferiore al 85%, i secondi realizzano il trasferimento di energia con efficienza sino al 98% (Stover, 2009).

In *Tabella 3.12* sono riportate, per ciascuna delle categorie di dispositivi di recupero energetico individuate, le tipologie di apparecchiature commercialmente più diffuse e i relativi rendimenti di recupero energetico.

Tabella 3.12. *Categorie di dispositivi di recupero energetico e relative apparecchiature. Per ciascuna di esse è indicata l'efficienza con la qua realizzano il trasferimento di energia idraulica dal flusso di concentrato al flusso di acqua di alimento. Poiché nei dispositivi centrifughi l'energia idraulica nel passare dal flusso di concentrato al flusso di acqua di alimento subisce un maggior numero di trasformazioni allora l'efficienza di recupero energetico relativa a tali dispositivi sarà inferiore a quella che caratterizza i dispositivi isobarici.*

Categoria	Dispositivo	Rendimento di recupero energetico η_{ERD}	Fonte
Dispositivi centrifughi	Turbina Pelton	70 %	<i>Gebel J. and Yüce S., 2008</i>
	Turbocharger	80 – 83%	<i>Moch, 2002; Gude, 2011</i>
Dispositivi isobarici	Rotary Pressure Exchanger (PX)	95 – 98%	<i>Gude, 2011, Stover, 2008, Cameron, Clemente 2008</i>
	Piston-type Work Exhanger	95 – 98%	<i>Gude, 2011, Flowserve, 2013, Mirza, 2008</i>

Prima di passare in rassegna i diversi sistemi di recupero energetico è bene evidenziare il fatto che mentre i dispositivi centrifughi trasferiscono energia alla totalità del flusso di alimento all'unità RO, quelli isobarici trasferiscono energia solo ad una quota parte di esso, come verrà evidenziato più avanti nella trattazione.

3.7.4.2. Dispositivi centrifughi

3.7.4.2.1. Turbina Pelton

Il primo dispositivo di recupero energetico ad essere utilizzato negli impianti SWRO fu la turbina di tipo Francis, la quale però fu presto rimpiazzata negli anni '80 dalla turbina di tipo Pelton (Stover, 2009), che rispetto alle precedenti sono in grado di operare con maggior efficienza nelle applicazioni in cui il salto motore è elevato.

In Figura 3.46 un'immagine relativa alla turbina Pelton.

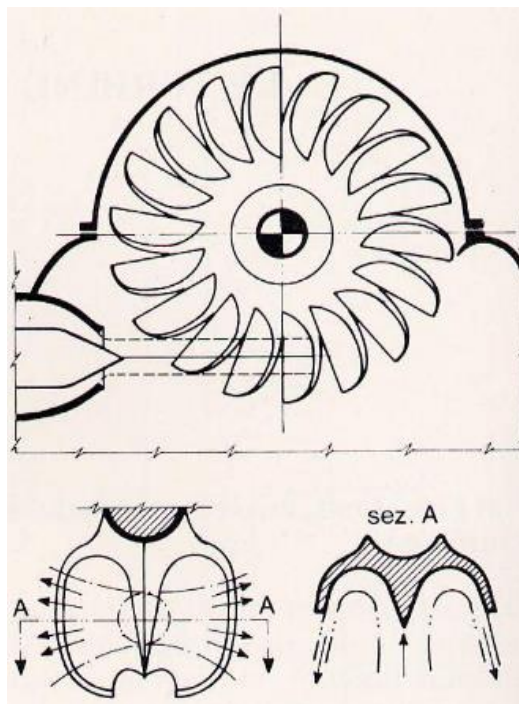


Figura 3.46. Immagine relativa ad una turbina Pelton, con dettaglio sulla forma delle pale.

La turbina è accoppiata meccanicamente all'albero della pompa di alta pressione, in modo da supportare il relativo motore e ridurre così i consumi elettrici (Mirza, 2008).

In figura una rappresentazione schematica con bilancio in massa del sistema di recupero energetico con turbina Pelton accoppiata all'albero della pompa di alta pressione.

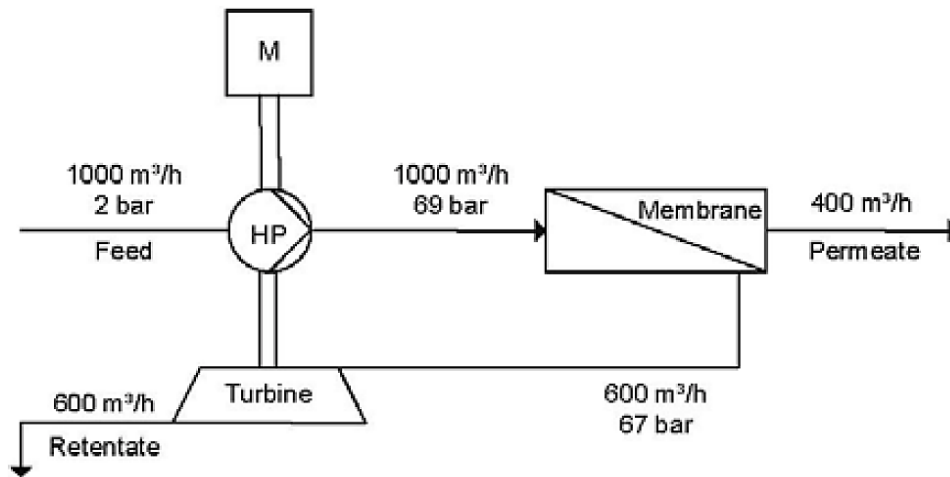


Figura 47. Schema di flusso e bilancio in massa con indicazioni anche sulle pressioni in gioco, relativamente ad un sistema di recupero energetico con utilizzo della turbina Pelton (Fritzmann et al., 2007). La turbina è accoppiata meccanicamente all'albero della pompa di alta pressione, in modo da supportare il relativo motore e ridurre così i consumi elettrici.

Il consumo energetico del motore della pompa di alta pressione W_{HPM} , a seguito dell'utilizzo della turbina per il recupero energetico, può pertanto essere desunto dalla seguente relazione (Stover, 2006):

$$W_{HPM} = \frac{\text{potenza idraulica per pressurizzare l'acqua di alimento} - \text{potenza idraulica fornita dalla turbina}}{\text{rendimento pompa} \cdot \text{rendimento motore}} \quad (3.27)$$

che si traduce in:

$$W_{HPM} = \frac{Q_{in\ RO} \cdot P_{HP} - Q_C \cdot P_C \cdot \eta_T \cdot \eta_{HP}}{\eta_{HP} \cdot \eta_{HPM}} \quad (3.28)$$

dove:

$Q_{in\ RO}$ (m³/s) : portata d'acqua di alimento all'unità RO

P_{HP} (Pa) : pressione fornita dalla pompa di alta pressione

Q_C (m³/s) : portata del flusso di concentrato

P_C (Pa) : pressione del flusso di concentrato

η_T (-) : rendimento della turbina

η_{HP} (-) : rendimento della pompa di alta pressione

η_{HPM} (-) : rendimento elettrico del motore della pompa

L'efficienza con la quale tale dispositivo recupera energia dal flusso di concentrato, con riferimento alla (28) pari al prodotto tra η_T e η_P , è circa pari al 70% (Gebel J. and Yüce S., 2008).

Le pompe centrifughe e le turbine presentano una definita ristretta finestra di flusso, centrata sulla portata di progetto, all'interno il quale il rendimento della macchine si mantiene a livelli elevati. All'infuori di tale range il rendimento cala drasticamente. Pompa e turbina devono pertanto essere accoppiate in modo che il flusso transitante per ciascuna macchina rientri entro la rispettiva finestra ottimale di esercizio (Stover, 2009). Tale condizione è sicuramente garantita per lo scenario di pressioni e portate che si erano stabilite in fase di progetto, ma una variazione di tale assetto in seguito all'intervento di forzanti quali l'invecchiamento delle membrane, la variazione di temperatura o di salinità dell'alimento, può portare ad un significativo incremento dei consumi energetici.

Ad esempio una variazione della portata o della pressione del flusso di concentrato fanno variare il numero di giri ottimali della turbina, ma essendo questa costretta a girare con una velocità stabilita dalla pompa di

alta pressione ci si deve accontentare di un calo del rendimento della turbina, fatto che, come desumibile dalla (3.28), comporta un incremento dei consumi energetici del motore della pompa.

La regolazione della portata di alimento all'unità RO, necessaria per far fronte ad esempio a variazioni delle caratteristiche dell'acqua di alimento (temperatura, salinità) o a variazioni della permeabilità della membrana, può essere effettuata in due modi:

- inserendo una strozzatura a valle della pompa di alimento (*Figura 3.48*)
- regolando il numero di giri della pompa (*Figura 3.49*)

La prima soluzione consiste nel porre a valle della pompa di alimento una valvola a spillo che fungendo da perdita di carico concentrata modifica il punto di funzionamento della pompa verso il valore di pressione di alimento stabilita. Il numero di giri della pompa (e quindi della turbina ad essa collegata) si mantiene costante.

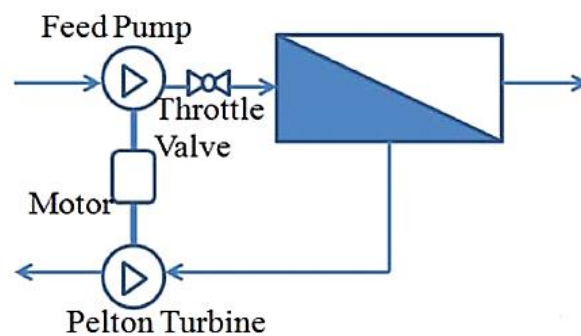


Figura 3.48. Schema rappresentante la regolazione della pressione di alimentazione all'unità RO effettuata mediante strozzatura regolabile posta a valle della pompa di alimento. Il numero di giri della pompa (e quindi della turbina ad essa collegata) si mantiene costante. (Gude, 2011).

La seconda soluzione consiste nel far variare il numero di giri della pompa di alta pressione. Il numero di giri è stabilito in funzione delle necessità della pompa di alta pressione di fornire la prevalenza voluta.

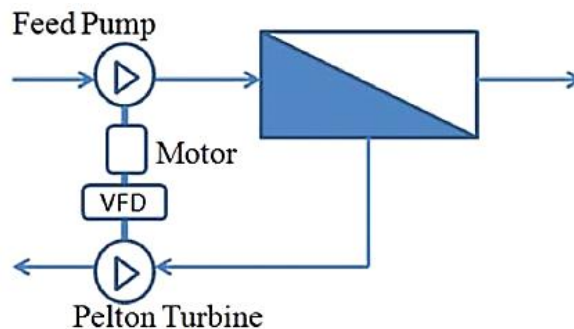


Figura 3.49. Schema rappresentante la regolazione della pressione di alimentazione all'unità RO effettuata mediante regolazione del numero di giri della pompa di alimento. In tal caso il motore è dotato di un sistema di regolazione dei giri del motore (Variable Frequency Drive, VFD). Il numero di giri è stabilito in funzione delle necessità della pompa di alta pressione di fornire la prevalenza voluta. (Gude, 2011).

In entrambi i casi si modificano i parametri operativi della turbina, il che può portare ad un calo dell'efficienza e recupero energetico, come evidenziato in precedenza.

3.7.4.2.2. Turbocharger

A partire dagli anni '90 ha trovato diffusione come sistema di recupero energetico negli impianti SWRO il Turbocharger idraulico (Stover, 2009).

Questo dispositivo è costituito da una turbina di tipo Francis direttamente accoppiata per mezzo dell'albero ad un rotore, il quale funge da pompa di rilancio per il flusso di acqua di alimento all'unità RO. Turbina e pompa sono situati all'interno del medesimo housing, ma a differenza del sistema descritto nel precedente paragrafo non sono accoppiati ad un motore.

L'acqua stessa funge da lubrificante per i cuscinetti, evitando così l'impiego di olio lubrificante. In *Figura 3.50* una vista esterna dell'housing contenente il Turbocharger, mentre in *Figura 3.51* una sezione del dispositivo.

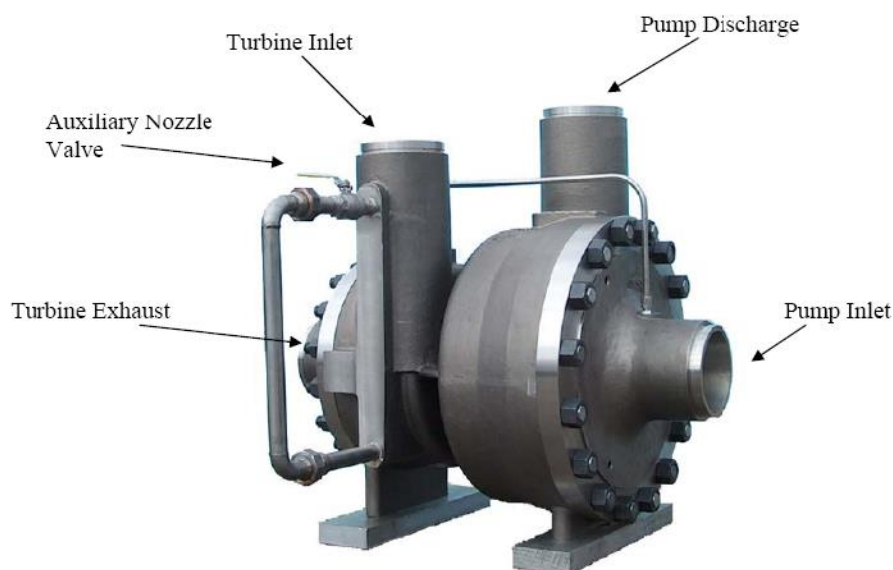


Figura 3.50. Housing contenente turbina (a sinistra) e pompa di rilancio accoppiata (a destra). Tale dispositivo è costituito in una turbina di tipo Francis direttamente accoppiata per mezzo dell'albero ad un rotore, il quale funge da pompa di rilancio per il flusso di acqua di alimento all'unità RO. Pompa e turbina non sono accoppiate ad un motore (Moch, 2002).

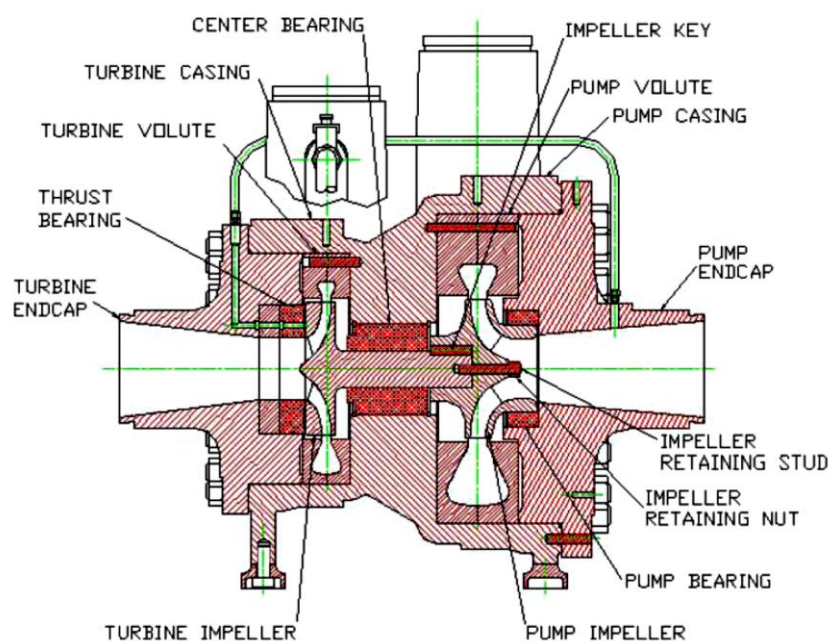


Figura 3.51. Spaccato del dispositivo Turbocharger.(Moch, 2002)

Lo schema con cui opera il sistema Turbocharger, rappresentato in *Figura 3.52*, è il seguente. L'acqua proveniente dai pre-trattamenti tramite una pompa centrifuga multistadio è portata ad un valore di pressione inferiore a quello alimento al processo RO. La restante quota-parte di pressione è fornita al flusso da alimentare al processo RO tramite il Turbocharger, che funge sostanzialmente da pompa di rilancio per tale flusso sottraendo l'energia necessaria a compiere tale lavoro dal flusso di concentrato.

Il Turbocharger tratta la totalità del flusso di acqua di alimento all'osmosi inversa.

Il risparmio energetico derivante dall'impiego del Turbocharger consiste nel fatto che la pompa di alta pressione anteposta al Turbocharger deve fornire una prevalenza inferiore a quella che le competerebbe in assenza dello stesso.

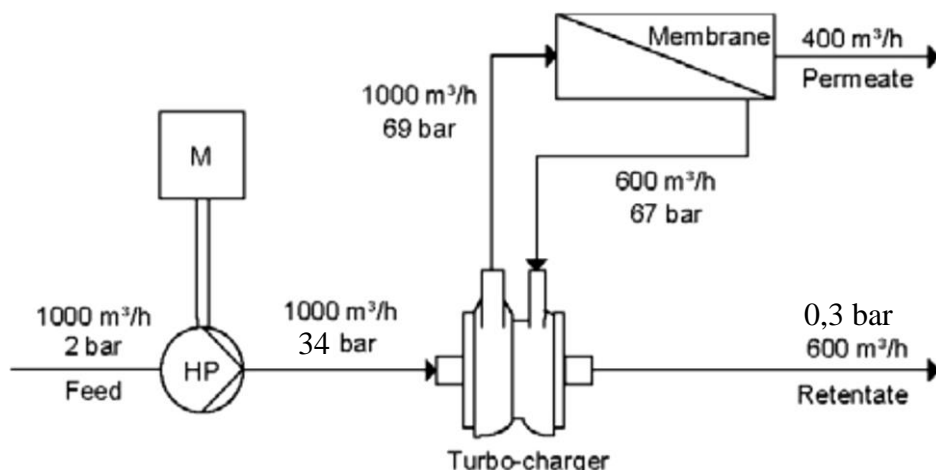


Figura 3.52. Schema di flusso e bilancio in massa con indicazioni anche sulle pressioni in gioco, relativamente ad un sistema di recupero energetico con utilizzo del Turbocharger (adattato da: Fritzmann et al., 2007). L'acqua proveniente dai pre-trattamenti tramite una pompa centrifuga multistadio è portata ad un valore di pressione inferiore a quello alimento al processo RO. La restante quota-parte di pressione è fornita al flusso da alimentare al processo RO tramite il Turbocharger, che funge sostanzialmente da pompa di rilancio per tale flusso sottraendo l'energia necessaria a compiere tale lavoro dal flusso di concentrato. Il risparmio energetico derivante dall'impiego del Turbocharger consiste nel fatto che la pompa di alta pressione anteposta al Turbocharger deve fornire una prevalenza inferiore a quella che le competerebbe in assenza dello stesso.

Il fatto che nel Turbocharger la turbina sia libera di operare in un ampio range di velocità di rotazione, senza dover dipendere dalla velocità di rotazione della pompa come nel sistema descritto nel paragrafo precedente, fa sì che la turbina possa operare ad una efficienza superiore. In realtà ciò non vale per variazioni delle condizioni operative particolarmente significative, tuttavia l'efficienza complessiva di recupero energetico si mantiene comunque superiore (Mirza, 2008).

Il consumo energetico del motore della pompa di alta pressione W_{HPM} , a seguito dell'utilizzo del Turbocharger per il recupero energetico, può essere desunto dalla seguente relazione:

$$W_{HPM} = \frac{Q_{in RO} \cdot P_{in RO} - Q_C \cdot (P_C - P_{out turbo}) \cdot \eta_T \cdot \eta_{P2}}{\eta_{P1} \cdot \eta_{HPM}} \quad (3.29)$$

dove a differenza della (3.28) compaiono i termini:

- $P_{out turbo}$ (bar) : pressione di uscita del flusso di concentrato in uscita dalla turbina, generalmente non inferiore a 0,3 bar al fine di evitare fenomeni di cavitazione nella turbina (*Hydranautics – Technical manual*)
- η_{P1} e η_{P2} , rispettivamente i rendimenti della pompa centrifuga multistadio collegata al motore (che in Figura N pressurizza l'acqua di alimento da 2 a 32 bar) e della pompa di rilancio azionata dalla turbina nel Turbocharger.

L'efficienza con la quale l'energia idraulica posseduta dal flusso di concentrato è trasferita al flusso di alimento è detta *Energy Transfer Efficiency*, e con riferimento alla (3.29) è pari al prodotto tra η_T e η_{P2} . Secondo quanto riportato in letteratura tale valore di efficienza, per dispositivi Turbocharger di grossa taglia (di capacità superiore ai 700 m³/h), si attesta normalmente attorno al 80 – 83% (Moch, 2002, Gude, 2011).

Il sistema di alimentazione all'unità di osmosi inversa deve poter far fronte nel tempo alla necessità di modificare la pressione di alimentazione in seguito alla variazione delle caratteristiche dell'acqua alimentata (temperatura, salinità) o della permeabilità delle membrane. In *Figura 3.53* si può osservare la variabilità della pressione di alimentazione durante l'anno.

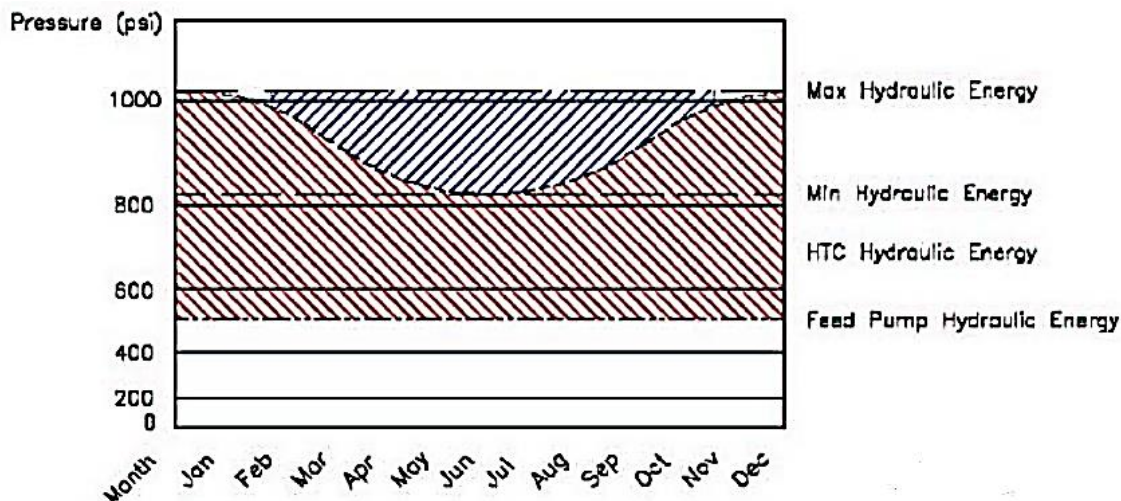


Figura 3.53. Tipico andamento tipo della pressione di alimento all'unità RO nel corso dell'anno (Moch, 2002). Il sistema di alimento deve essere in grado di far fronte a tale variabilità. (HTC = Turbocharger idraulico)

Soluzioni a tale necessità sono:

1. far variare il numero di giri della pompa di alta pressione anteposta al Turbocharger
2. si fa lavorare a numero di giri costante la pompa di alta pressione anteposta al Turbocharger e si effettua una regolazione di tipo dissipativo della stessa, oppure della pompa di rilancio collegata al Turbocharger, inserendo una strozzatura (valvola a spillo) a valle della pompa che ne modifica il punto di funzionamento
3. si fa lavorare a numero di giri costante la pompa di alta pressione anteposta al Turbocharger, il quale è bypassabile (*Figura 3.54*). In funzione della pressione di alimentazione richiesta all'unità RO si regola il bypass al dispositivo di recupero energetico

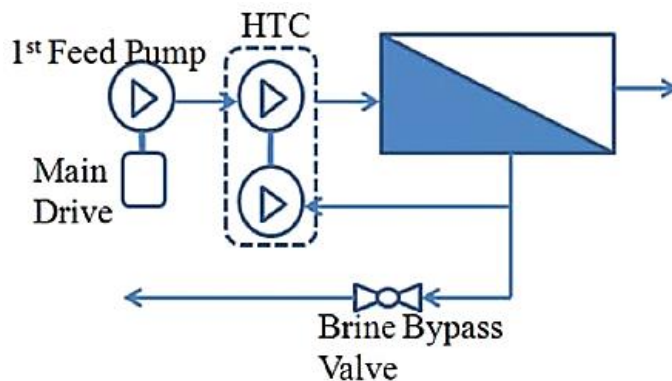


Figura 3.54. Schema rappresentante la regolazione della pressione di alimentazione all'unità RO effettuata mediante bypass della sezione di recupero energetico del Turbocharger. In funzione della pressione di alimentazione richiesta all'unità RO si regola il bypass al dispositivo di recupero energetico (Gude, 2011).

4. inserendo una strozzatura a valle della turbina del Turbocharger ne si regola la pressione di uscita e così la quantità di energia che viene poi trasferita alla pompa di rilancio collegata al Turbocharger
5. provvedendo la turbina del Turbocharger di un ugello secondario (auxiliary nozzle, cf. *Figura 3.55*) dotato di valvola di regolazione (aux valve handle), che in funzione della sua apertura regola la potenza erogata dalla turbina

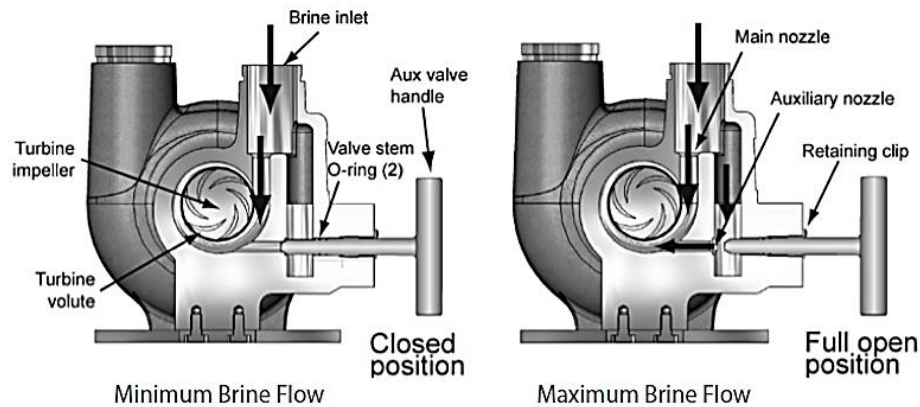


Figura 3.55. Schema rappresentante il sistema di regolazione della turbina del Turbocharger mediante ugello secondario (auxiliary nozzle) dotato di valvola di regolazione (aux valve handle), che in funzione della sua apertura regola la potenza erogata dalla turbina (FEDCO, 2013)

Il sistema 1. È costoso, e dunque meno preferito rispetto alle altre soluzioni (FEDCO, 2013). Tuttavia negli altri casi si tratta di soluzioni di tipo dissipativo, pertanto accanto a queste si sono affiancate le seguenti soluzioni innovative:

- Dual Turbine System
- HEMI System (Hydraulic Energy Management Integration)

Dual Turbina System consiste in uno sviluppo della soluzione 3.: il flusso che bypassa la turbina del Turbocharger è inviato ad una turbina Pelton calettata allo stesso albero della pompa anteposta al Turbocharger (Gude, 2011), come in *Figura 3.56*. Nei periodi in cui il processo RO lavora ad alta pressione tutto il flusso di concentrato è inviato al Turbocharger, mentre nei periodi in cui si lavora a pressione più bassa una quota parte di tale flusso è inviato alla turbina Pelton, riducendo il consumo elettrico del motore che aziona la pompa anteposta al Turbocharger.

Il sistema HEMI, brevettato da FEDCO, consiste nel calettare all'albero del Turbocharger un motore. Nei periodi in cui si opera a più bassa pressione il Turbocharger fornisce l'intero contributo energetico, mentre nei periodi in cui si opera a pressione più elevata la residua prevalenza è fornita dal motore ausiliario al Turbocharger (*Figura 3.57*).

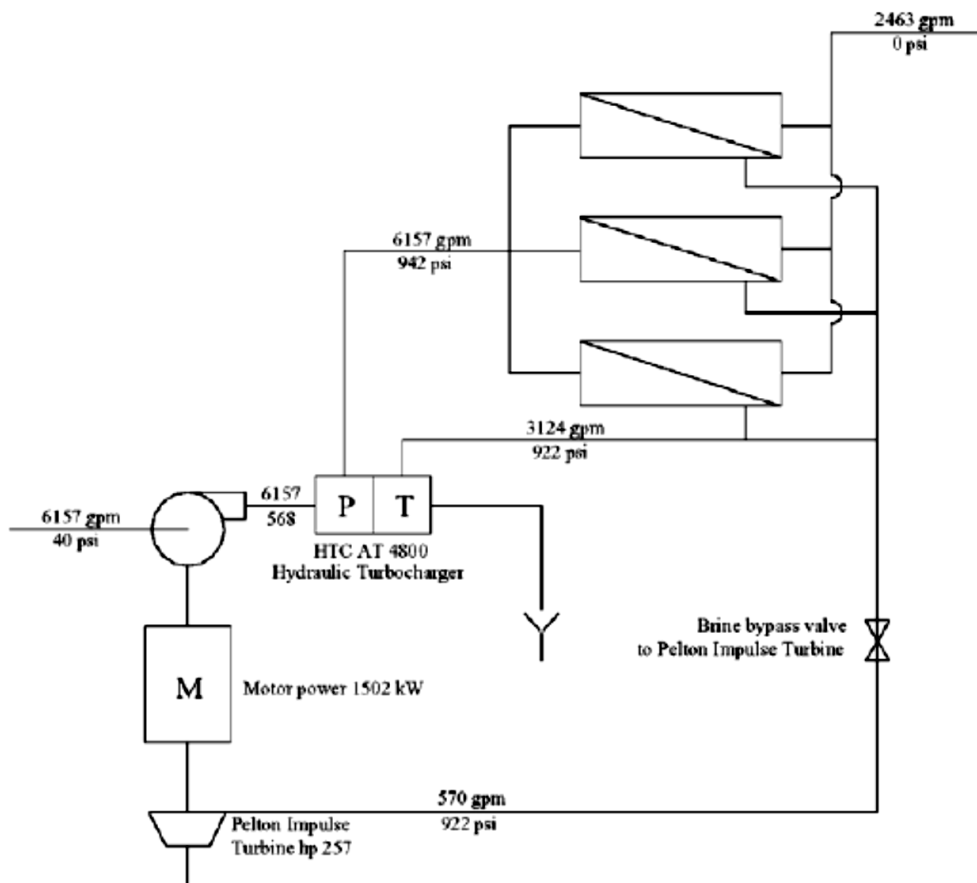


Figura 3.56. Schema rappresentante il Dual Turbine System. Il flusso che bypassa la turbina del Turbocharger è inviato ad una turbina Pelton calettata allo stesso albero della pompa anteposta al Turbocharger. Nei periodi in cui il processo RO lavora ad alta pressione tutto il flusso di concentrato è inviato al Turbocharger, mentre nei periodi in cui si lavora a pressione più bassa una quota parte di tale flusso è inviato alla turbina Pelton, riducendo il consumo elettrico del motore che aziona la pompa anteposta al Turbocharger. (Moch, 2002)

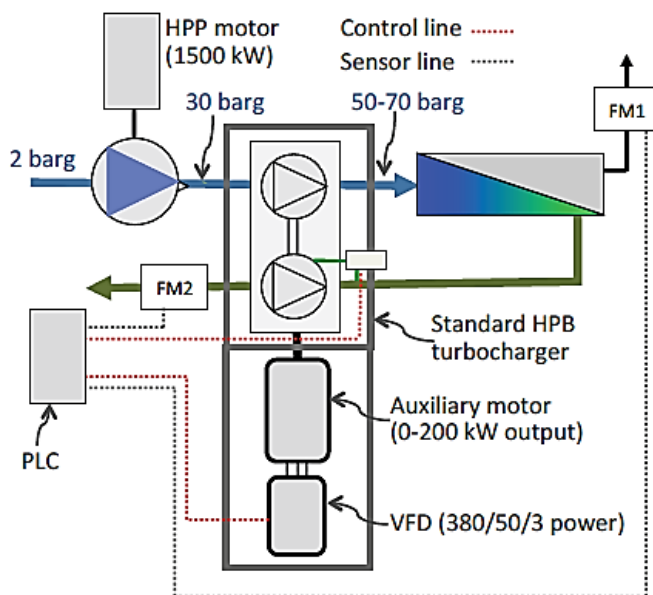


Figura 3.57. Schema rappresentante il sistema HEMI. Un motore dotato di regolazione di giri è calettato all'albero del Turbocharger. Nei periodi in cui si opera a più bassa pressione il Turbocharger fornisce l'intero contributo energetico, mentre nei periodi in cui si opera a pressione più elevata la residua prevalenza è fornita dal motore ausiliario al Turbocharger. (FEDCO, 2013)

3.7.4.3. Dispositivi isobarici

Lo schema impiantistico adottato nel caso di utilizzo di dispositivi isobarici per il recupero energetico, rappresentato in *Figura 3.58*, è il seguente.

Una quota parte del flusso di alimento all'unità di osmosi inversa è inviato al dispositivo isobarico, all'interno del quale è pressurizzato ad opera del flusso di concentrato prodotto dall'unità di osmosi inversa, mentre la restante quota parte è pressurizzata da una pompa centrifuga multistadio.

I due flussi quindi si ricongiungono e sono alimentati alla sezione di osmosi inversa.

L'acqua di mare in uscita dal dispositivo isobarico possiede una pressione inferiore a quella necessaria per effettuare il processo RO, e pertanto riceve un ulteriore incremento di pressione ad opera di una pompa di rilancio.

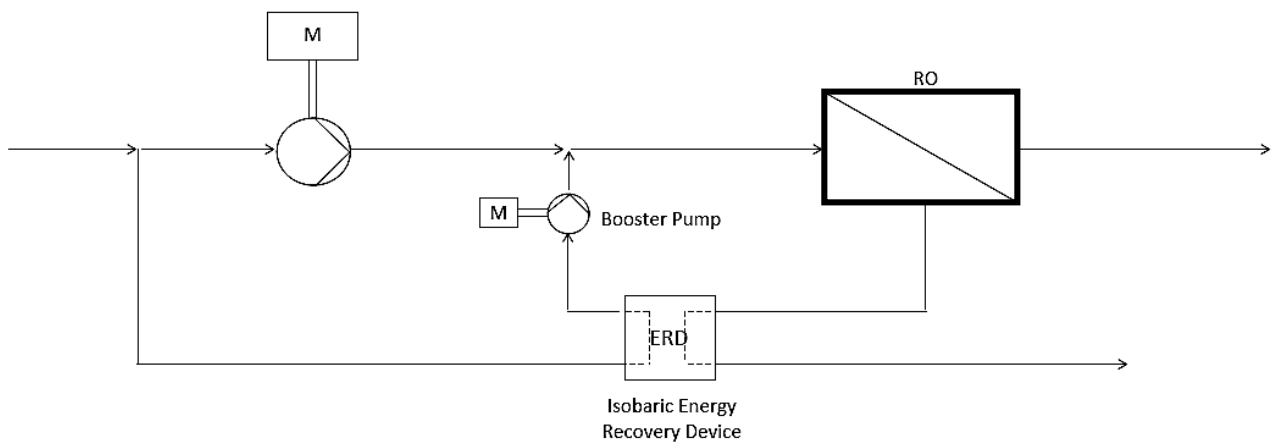


Figura 3.58. Schema impiantistico relativo all'alimentazione al processo RO, utilizzando un dispositivo isobarico per il recupero dell'energia. Una quota parte del flusso di alimento all'unità di osmosi inversa è inviato al dispositivo isobarico, all'interno del quale è pressurizzato ad opera del flusso di concentrato prodotto dall'unità di osmosi inversa, mentre la restante quota parte è pressurizzata da una pompa centrifuga multistadio. I due flussi quindi si ricongiungono e sono alimentati alla sezione di osmosi inversa. L'acqua di mare in uscita dal dispositivo isobarico possiede una pressione inferiore di qualche bar a quella necessaria per effettuare il processo RO, e pertanto riceve un ulteriore incremento di pressione ad opera di una pompa di rilancio (booster pump).

I dispositivi isobarici grazie alla modalità con la quale l'energia è trasferita dal flusso di concentrato al flusso di alimento sono caratterizzati da un'efficienza di recupero energetico superiore rispetto ai dispositivi centrifughi.

Come visto a differenza dei dispositivi centrifughi è solamente una quota parte del flusso di alimento ad essere coinvolta nel recupero energetico, pertanto la pompa centrifuga di alta pressione sarà di dimensioni inferiori a quella utilizzata nei sistemi con dispositivi di recupero energetico di tipo centrifughi, ma a differenza di quanto avveniva per tali sistemi essa dovrà fornire a quella quota parte di flusso che tratta tutta la prevalenza necessaria per l'alimentazione al processo RO.

3.7.4.3.1. Rotary Pressure Exchanger

Descrizione tecnica e modalità di funzionamento

Il Pressure Exchanger è costituito da un corpo ceramico inserito all'interno di un Vessel in fibra di vetro resina e collegato a tubi e raccordi in acciaio inossidabile, come mostrato in *Figura 59*.



Figura 3.59. Immagine del Rotary Pressure exchanger (ERI product catalog).

Il corpo del Pressure Exchanger è costituito da rotore, manicotto e due testate terminali.

Il rotore è un cilindro all'interno del quale sono presenti dei condotti disposti circolarmente attorno all'asse di rotazione. Il rotore è libero di ruotare all'interno del manicotto, ed è confinato dalle due testate terminali (*Figura 3.60*). I suddetti componenti sono in materiale ceramico, in modo da conferire al dispositivo un'elevata resistenza meccanica e un'elevata resistenza a corrosione (Stover, 2005).

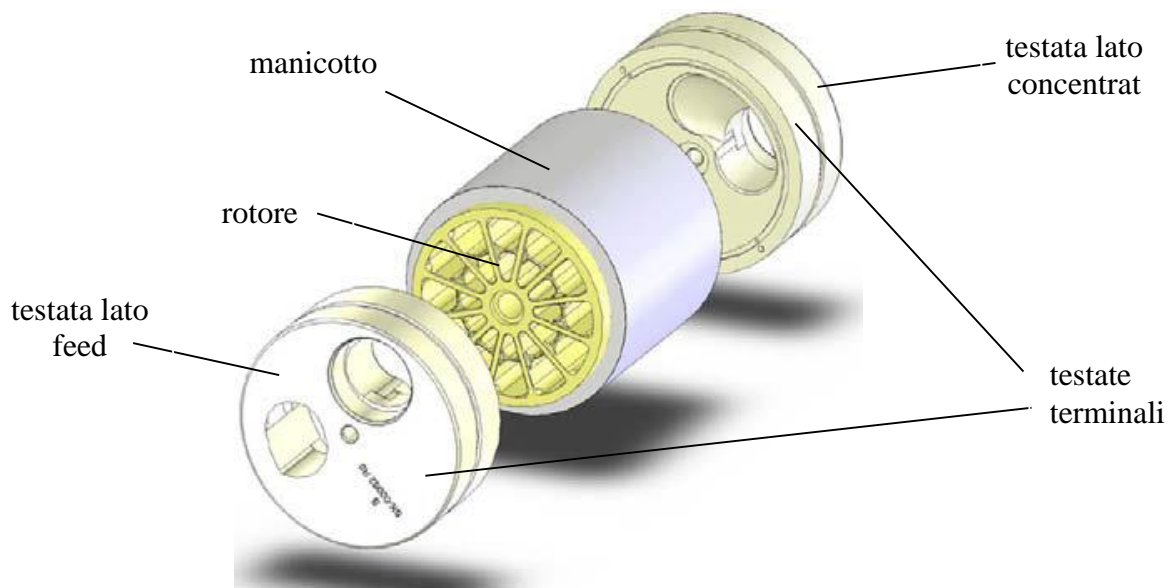


Figura 3.60. Elementi costituenti il corpo del Pressure Exchanger e loro disposizione: il rotore libero ruotare all'interno del manicotto e le due testate terminali. Tali componenti sono tutte in materiale ceramico, che conferisce caratteristiche di elevata resistenza meccanica e alla corrosione. All'interno del rotore sono presenti dei condotti disposti attorno all'asse di rotazione. (Stover, 2005).

Ciascuna testata terminale presenta due porte, una di ingresso e una di uscita per il flusso di acqua.

Per semplicità esplicativa si distinguono le due testate con i termini (cf. *Figura 60*):

- Testata lato feed
- Testata lato concentrato

L'acqua di mare a bassa pressione è alimentata al Pressure Exchanger da una delle due porte della testata lato feed ed esce ad alta pressione dall'altra porta appartenente alla stessa testata.

Viceversa il flusso di concentrato è alimentato ad elevata pressione ad una delle due porte della testata lato concentrato ed è scaricato a bassa pressione dall'altra porta.



Figura 3.61. Immagine del PX con indicazione dei flussi (adapted from ERI product catalog). L'acqua di mare a bassa pressione è alimentata al Pressure Exchanger da una delle due porte della testata lato feed ed esce ad alta pressione dall'altra porta appartenente alla stessa testata. Viceversa il flusso di concentrato è alimentato ad elevata pressione ad una delle due porte della testata lato concentrato ed è scaricato a bassa pressione dall'altra porta.

Il rotore è mantenuto in continua rotazione dal flusso di acqua di alimento. La forma delle porte di alimentazione è infatti tale da conferire al flusso in ingresso una componente tangenziale che genera la rotazione del rotore.

Il flusso di concentrato e il flusso di acqua di mare vengono a contatto all'interno dei condotti del rotore, dove il primo pressurizza il secondo.

Grazie alla rotazione del rotore ciascun condotto viene mano a mano a contatto con tre diverse zone, chiamate (cf. Figura 3.62):

- Zona di alta pressione (High Pressure side)
- Zona di sigillo (Sealed Area)
- Zona di bassa pressione (Low Pressure side)

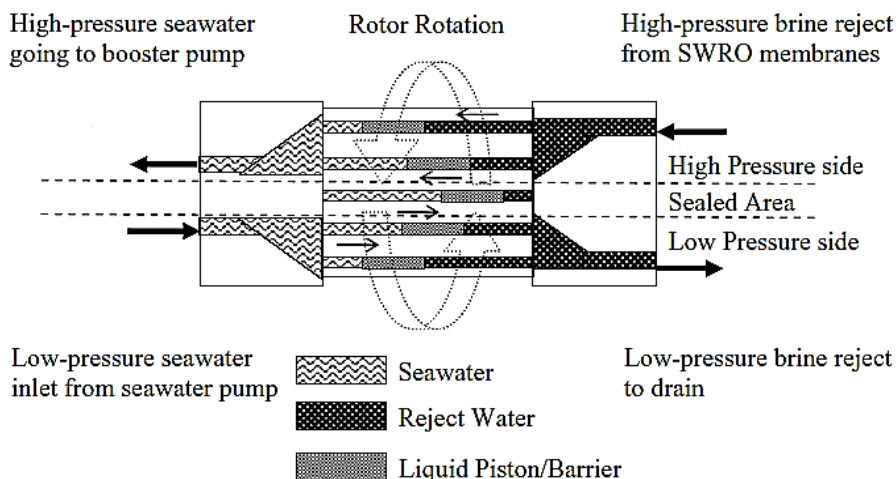


Figura 3.62. Zone individuate all'interno del Pressure Exchanger: zona di alta pressione (High Pressure side), zona di sigillo (Sealed Area), zona di bassa pressione (Low Pressure Side). (Stover, 2004)

La dinamica con la quale avviene lo scambio energetico tra i due fluidi è il seguente (cf. *Figura 63*):

1. Il condotto si trova nella zona di bassa pressione. L'acqua di mare a bassa pressione riempie il condotto (step 1)
2. A causa della rotazione del rotore il condotto va a trovarsi nella zona di sigillo, interrompendo così il flusso di riempimento
3. A causa della rotazione del rotore il condotto va a trovarsi nella zona di alta pressione. Fino a questo momento il condotto era riempito con acqua di mare a bassa pressione: ora si trova a contatto con il concentrato ad elevata pressione, il quale penetra all'interno del condotto spingendo verso la porta di uscita l'acqua di mare e pressurizzandola
4. Il condotto del rotore passa nuovamente dalla zona di sigillo e infine nella zona di bassa pressione, dove è scaricata l'acqua a salinità elevata in esso contenuta ed è riempito nuovamente di acqua di mare a bassa pressione, ricominciando il ciclo. Lo scarico di acqua concentrata avviene contestualmente al riempimento con acqua di mare a bassa pressione

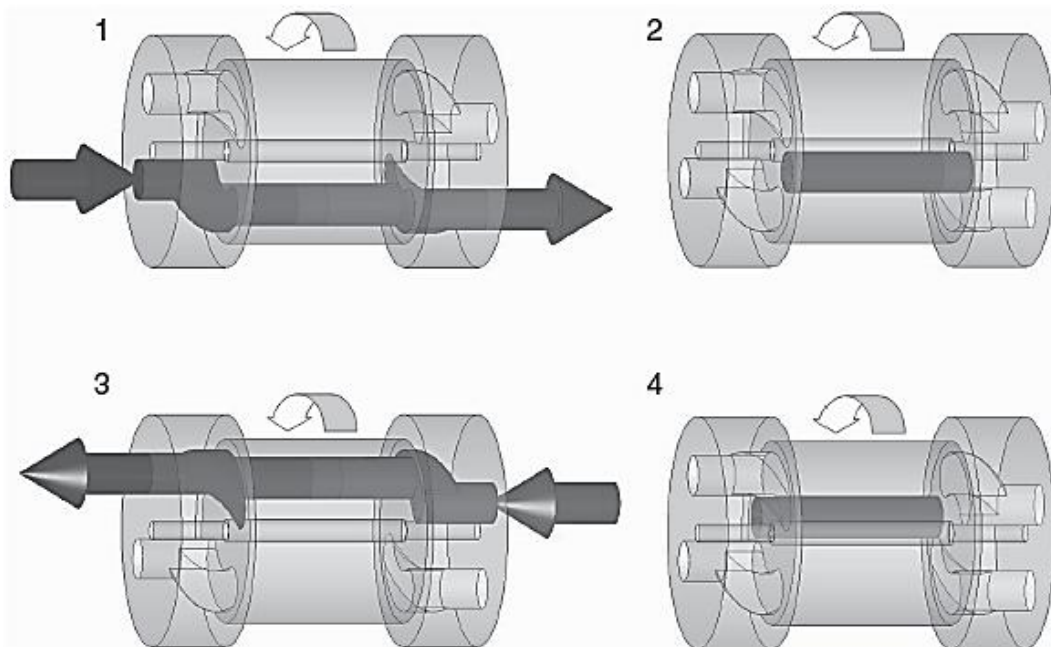


Figura 3.63. Sequenza di scambio energetico tra il flusso di concentrato e l'acqua di mare da alimentare all'osmosi inversa. (Cameron, Clemente, 2008)

Volumetric mixing

L'acqua di mare e il concentrato dell'unità RO vengono a diretto contatto all'interno dei condotti del rotore, ma la miscelazione tra i due flussi risulta limitata. Durante il ciclo appena descritto l'interfaccia tra i due flussi si muove prima in una verso e poi in quello opposto. Il rotore è progettato in modo che tale interfaccia non raggiunga mai la fine del condotto, poiché prima che ciò avvenga il condotto passa nella zona di sigillo. Pertanto una certa quantità di liquido, detta "plug" permane sempre all'interno del condotto del rotore, e si muove da un'estremità all'altra del condotto. (Stover, 2004).

Il Plug funge da barriera contro la miscelazione dei due flussi. Il fatto che condotto sia dimensionato di piccole dimensioni previene lo sviluppo di un moto turbolento che "rompa" il plug (Cameron, Clemente, 2008).

Un certo grado di miscelazione si verifica comunque e in ingresso all'unità di osmosi inversa si osserva un incremento della salinità dell'acqua di mare inferiore al 3% (Cameron, Clemente, 2008).

È possibile quantificare il livello di tra i due fluidi attraverso il *Volumetric mixing*, definito come (Stover, 2004):

$$Volumetric\ mixing = \frac{HP_{out}salinity - LP_{in}salinity}{HP_{in}salinity - LP_{in}salinity} \quad (3.30)$$

dove:

$HP_{out}salinity$ [mgTDS/L] : salinità del flusso di acqua di mare uscente ad alta pressione dal PX

$LP_{in}salinity$ [mgTDS/L] : salinità del flusso di acqua di mare alimentata a bassa pressione al PX

$HP_{in}salinity$ [mgTDS/L] : salinità del flusso di concentrato alimentato ad alta pressione al PX

Il *volumetric mixing* si attesta normalmente attorno al 6% (Stover, 2004).

Effettuando il processo RO con *recovery* 0,45 su di un'acqua con salinità 38.500 mg/L, assumendo in prima ipotesi un Rejection del 100% si ricava che la salinità del concentrato C_C vale:

$$C_C = \frac{C_{in}}{1 - recovery} = \frac{38.500}{1 - 0,45} = 70.000 \frac{mgTDS}{L} \quad (3.31)$$

Invertendo la (30) si ricava la salinità dell'acqua di mare uscente ad alta pressione dal PX ($HP_{out}salinity$):

$$\begin{aligned} HP_{out}salinity &= volumetric\ mixing \cdot LP_{in}salinity \cdot (HP_{in}salinity - LP_{in}salinity) = \\ &= 38.500 + 0,06 \cdot (70.000 - 38.500) = 40.390\ mgTDS/L \end{aligned}$$

In altre parole la salinità dell'acqua di mare è aumentata del 5% circa tra ingresso e uscita dal PX.

Il flusso di acqua di mare uscente dal PX si ricongiunge al flusso di acqua di mare pressurizzata dalla pompa di alta pressione. La salinità dell'acqua di alimento al processo RO sarà dunque una media pesata della salinità dei due flussi:

$$C_{in\ RO} = recovery \cdot C_{sw} + (1 - recovery) \cdot HP_{out}salinity \quad (3.32)$$

Applicando la (32) si ottiene:

$$C_{in\ RO} = 0,45 \cdot 38.500 + (1 - 0,45) \cdot 40.390 = 39.540$$

ossia la salinità del flusso di alimento al processo RO è aumentata del 2,6% rispetto alla salinità dell'acqua di mare alimentata all'impianto. In seguito a tale incremento di salinità ΔTDS la pressione osmotica dell'alimento al processo RO subirà anch'essa un incremento $\Delta\pi$ quantificabile, applicando la (2.1.ter), come:

$$\Delta\pi = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot \Delta TDS = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot (39.540 - 38.500) = 0,78\ bar$$

Riassumendo, l'adozione del PX quale dispositivo di recupero energetico, nel caso considerato comporta nell'esempio un incremento di salinità dell'acqua di alimento al processo RO del 2,6%, e di conseguenza un incremento della pressione osmotica e quindi della pressione idraulica di alimento poco inferiore a 1 bar. Tale incremento di consumi energetici risulta comunque ampiamente compensato dall'elevata efficienza di recupero energetico, maggiore rispetto ai dispositivi centrifughi, nei quali non si osserva alcun incremento della salinità del flusso di acqua di mare tra ingresso e uscita del dispositivo di recupero energetico.

Schema impiantistico

Lo schema impiantistico con il quale il PX si inserisce all'interno dell'impianto RO è rappresentato in *Figura 3.64*. Parte del flusso di acqua di mare è inviato al PX, all'interno del quale è pressurizzato ad opera del flusso di concentrato. La restante quota parte del flusso di acqua di mare è pressurizzata da una pompa centrifuga multistadio di alta pressione. I due flussi quindi si ricongiungono prima dell'ingresso nell'unità RO. L'acqua di mare pressurizzata dal PX possiede una pressione inferiore di qualche bar a quella necessaria per effettuare il processo RO, e pertanto riceve un ulteriore incremento di pressione ad opera di una pompa di rilancio (Booster Pump).

Poiché il PX è un dispositivo volumetrico la quantità del flusso di alimento che è pressurizzata all'interno del dispositivo teoricamente sarebbe pari alla portata di concentrato, e dunque la portata che deve essere pressurizzata all'interno della pompa di alta pressione teoricamente sarebbe pari alla portata di permeato. In realtà poiché parte del flusso di concentrato ad alta pressione agisce da lubrificante tra il rotore e il manicotto allora la portata di concentrato è leggermente superiore alla portata di acqua di mare alimentata al PX. La quota parte di concentrato che agisce da lubrificante è circa pari al 1%. In gergo tecnico tale quantità è definita come **leakage**, e corrisponde ad una perdita di energia, poiché rappresenta una quota parte di flusso di concentrato che non contribuisce a pressurizzare il flusso di alimento (*Stover, 2004*). Di conseguenza la portata di acqua di mare alimentata alla pompa centrifuga di alta pressione è superiore alla portata di permeato prodotta dal processo, per una quantità pari al flusso di lubrificazione. (*Cameron, Clemente, 2008*)

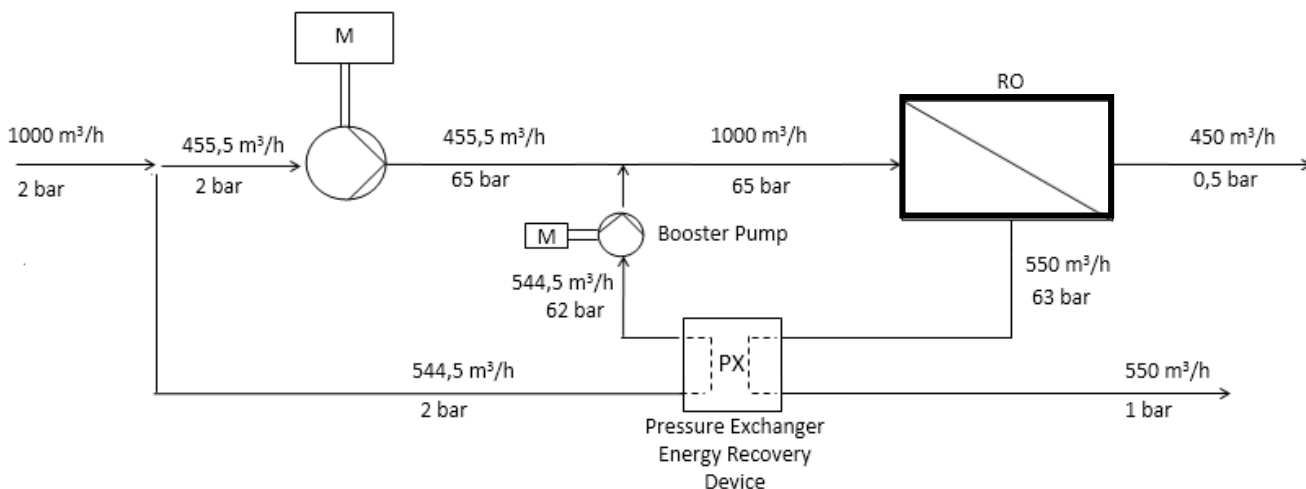


Figura 3.64. Schema impiantistico con il quale il Pressure Exchanger si inserisce come sistema di recupero energetico. Poiché il PX è un dispositivo volumetrico la quantità del flusso di alimento che è pressurizzata all'interno del dispositivo teoricamente sarebbe pari alla portata di concentrato, e dunque la portata che deve essere pressurizzata all'interno della pompa di alta pressione teoricamente sarebbe pari alla portata di permeato. In realtà poiché parte del flusso di concentrato ad alta pressione agisce da lubrificante tra il rotore e il manicotto allora la portata di concentrato è superiore alla portata di acqua di mare alimentata al PX. La quota parte di concentrato che agisce da lubrificante è circa pari al 1%. In gergo tecnico tale quantità è definita come **leakage**, e corrisponde ad una perdita di energia, poiché rappresenta una quota parte di flusso di concentrato che non contribuisce a pressurizzare il flusso di alimento (*Stover, 2004*). Di conseguenza la portata di acqua di mare alimentata alla pompa centrifuga di alta pressione è superiore alla portata di permeato prodotta dal processo, per una quantità pari al flusso di lubrificazione. (*Cameron, Clemente, 2008*)

Efficienza

Nel dispositivo PX il flusso di concentrato pressurizza direttamente il flusso di acqua di alimento senza che vi siano trasformazioni energetiche intermedie come invece avveniva nei dispositivi centrifughi. Non essendovi trasformazioni energetiche intermedie, si evitano le perdite energetiche legate a tali trasformazioni, e pertanto l'efficienza complessiva con il quale l'energia posseduta dal flusso di concentrato è trasferita al flusso di acqua di alimento è estremamente alta, e attestabile attorno al 95 – 98% (Gude, 2011, Stover, 2008, Cameron, Clemente 2008, Stover, 2004).

L'efficienza di recupero energetico è definita come (Gude, 2011):

$$PX \text{ efficiency} = \frac{\sum_i(P_i \cdot Q_i)_{out}}{\sum_i(P_i \cdot Q_i)_{in}} = \frac{P_{feed\ out} \cdot Q_{feed\ out} + P_{conc\ out} \cdot Q_{conc\ out}}{P_{feed\ in} \cdot Q_{feed\ in} + P_{conc\ out} \cdot Q_{conc\ out}} \quad (3.33)$$

dove i flussi si riferiscono allo schema in *Figura 3.65*

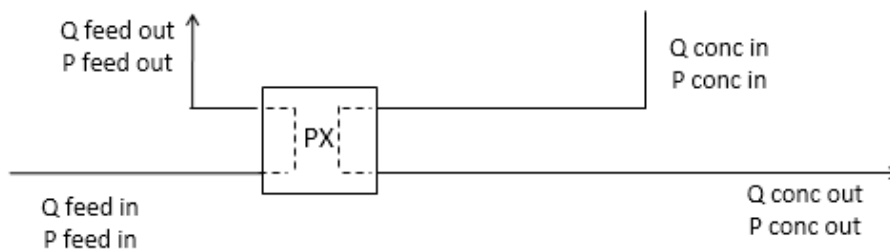


Figura 3.65. Schema illustrante i flussi considerati nella (33).

Perdite di energia all'interno del PX sono attribuibili a (Cameron, Clemente, 2008):

- Leakage: è parte del flusso di concentrato (circa 1%) che, operando come lubrificante, non contribuisce a pressurizzare il flusso di alimento
- Perdite di carico interne al dispositivo PX

A quest'ultima categoria di perdite di energia appartengono anche (Schneider, 2005):

- High Pressure differential: differenza di pressione idraulica tra il flusso di concentrato in ingresso al PX e il flusso di acqua di mare uscente dal PX. Tale differenza di pressione è dovuta alle perdite di carico che intercorrono nella compressione del flusso di alimento e si attesta normalmente ad un valore poco inferiore a 1 bar (Stover, 2009)
- Low Pressure differential: differenza di pressione idraulica tra il flusso di acqua di mare in ingresso al PX e il flusso di acqua di concentrato scaricato dal PX. Tale differenza è da attribuire alle perdite di carico che intercorrono nella fase di riempimento (fase 1 cf. *Figura 3.63*) e si attesta normalmente a valori inferiori a 1 bar (Stover, 2009)

Variabilità delle condizioni operative

La distanza che percorre il "plug" nel suo spostarsi da un'estremità all'altra è detta "plug travel distance", mentre la sua velocità è detta "plug velocity".

All'aumentare della portata di alimento del PX, a parità di dimensioni del dispositivo, aumenta il "plug velocity": se non variasse la velocità di rotazione del rotore aumenterebbe il "plug travel distance" e quindi l'interfaccia tra acqua di mare e concentrato rischierebbe di raggiungere la fine del condotto, con conseguente notevole incremento del mixing tra i due fluidi.

In realtà le porte di alimentazione e il rotore sono dimensionati in modo che ad una dato aumento di portata alimento corrisponda un determinato aumento della velocità di rotazione del rotore, così che all'aumentare della portata di alimento e quindi della "plug velocity", il "plug travel distance" rimanga pressoché invariato. Ciò è reso possibile dal fatto che l'aumento di "plug velocity" risulta compensato da una riduzione del tempo di attraversamento della zona di alta o di bassa pressione, grazie ad un aumento della velocità di rotazione del rotore (Stover, 2004).

Il livello di mixing tra acqua di mare e concentrato all'interno dei condotti dipende dal "plug velocity" e dalla durata di esposizione tra i due flussi, la quale è a sua volta controllata dalla velocità di rotazione del rotore, a sua volta funzione del "plug velocity" (Stover, 2004).

La velocità dell'interfaccia nei condotti del rotore determina l'intensità del moto turbolento, mentre la durata dell'esposizione determina il tempo utile per la miscelazione tra i due flussi.

Poiché all'aumentare del "plug velocity" aumenta la velocità di rotazione del rotore ne deriva che il tempo di contatto sarà inferiore. Nella pratica si osserva che il livello di mixing diminuisce leggermente all'aumentare della portata di alimento al PX.

Quanto appena esposto è osservabile in *Figura 3.66*, dove sono plottati gli andamenti qualitativi della velocità di rotazione del rotore, del "plug velocity" del "plug travel distance" e del mixing, al variare della portata di alimento al PX.

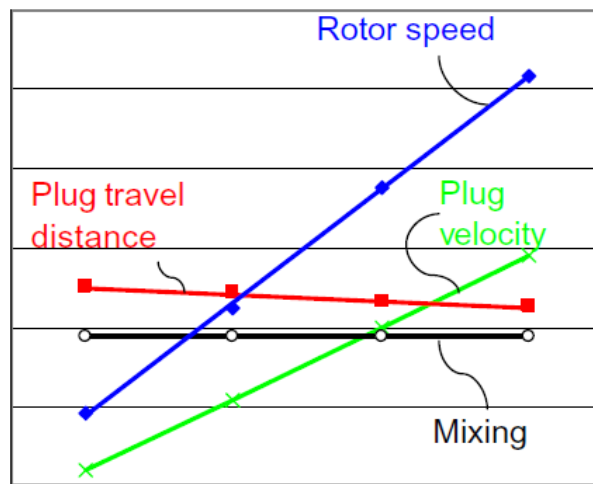


Figura 3.66. Andamento qualitativo della velocità di rotazione del rotore, del "plug velocity" del "plug travel distance" e del mixing, al variare della portata di alimento al PX. Le porte di alimentazione e il rotore sono dimensionati in modo che ad una dato aumento di portata alimento corrisponda un determinato aumento della velocità di rotazione del rotore, così che all'aumentare della portata di alimento e quindi della "plug velocity", il "plug travel distance" rimanga pressoché invariato. Ciò è reso possibile dal fatto che l'aumento di "plug velocity" risulta compensato da una riduzione del tempo di attraversamento della zona di alta o di bassa pressione, grazie ad un aumento della velocità di rotazione del rotore. La velocità dell'interfaccia nei condotti del rotore determina l'intensità del moto turbolento, mentre la durata dell'esposizione determina il tempo utile per la miscelazione tra i due flussi. Poiché all'aumentare del "plug velocity" aumenta la velocità di rotazione del rotore ne deriva che il tempo di contatto sarà inferiore. Nella pratica si osserva che il livello di mixing diminuisce leggermente all'aumentare della portata di alimento al PX (Stover, 2004).

L'efficienza del PX si mantiene pressoché costante entro un ampio range di portata. Il PX può lavorare ad una portata inferiore del 30% o più rispetto alla massima portata alimentabile senza risentire di un calo sensibile delle sue prestazioni. I limiti sulla portata di alimentazione sono stabiliti dalla limitata capacità del dispositivo, ma non da limiti sull'efficienza (Stover, 2009).

Per la regolazione del sistema di alimentazione è possibile installare un sistema di regolazione dei giri del motore sulla pompa di alimentazione o sulla booster pump, dove la prima soluzione è preferibile alla seconda poiché dati gli elevati consumi della pompa di alta pressione, con la regolazione della stessa si ottiene un maggior risparmio energetico (Gude, 2011).

3.7.4.3.2. Piston type Work Exchanger

Nel Work Exchanger (WX) a pistone (DWEER™) il flusso di concentrato pressurizza direttamente l'acqua di mare da alimentare al processo RO mediante un pistone, come in *Figura 3.67*.



Figura 3.67. Illustrazione del principio di funzionamento del Work Exchanger a pistone (DWEER™). Il flusso di concentrato pressurizza direttamente l'acqua di mare da alimentare al processo RO mediante un pistone (Schneider, 2005)

Il pistone lavora in maniera ciclica, alternando una fase di riempimento con acqua di mare, ad una fase di pressurizzazione, dove il flusso di concentrato ad alta pressione svuota il cilindro contenente l'acqua di mare conferendole pressione, secondo un principio analogo a quello delle pompe volumetriche a pistone (*Figura 3.68*).

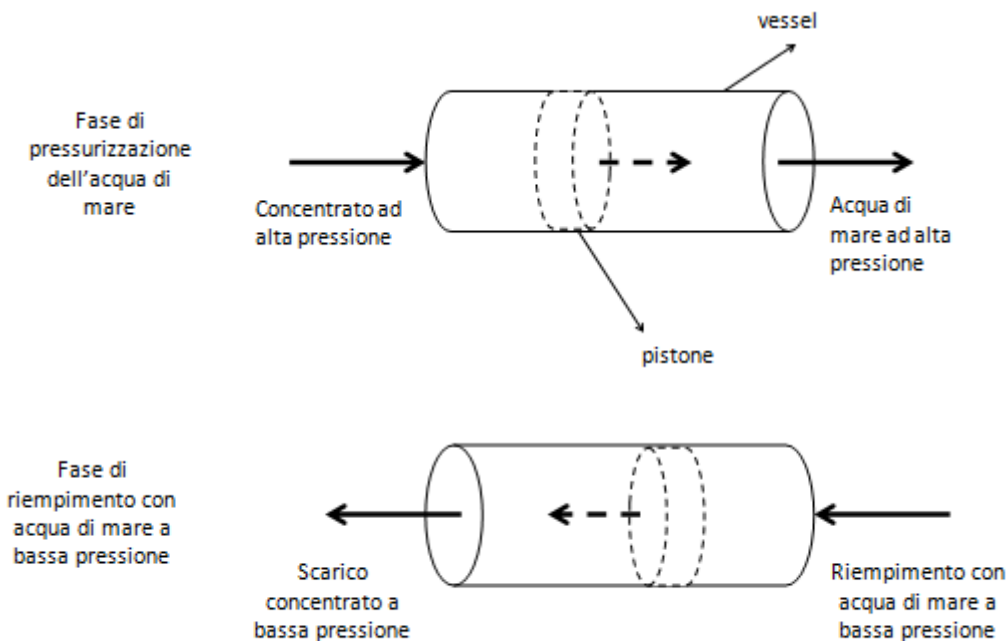


Figura 3.68. Fasi di lavoro del Work Exchanger a pistone (DWEER™). Il pistone lavora in maniera ciclica, alternando una fase di riempimento con acqua di mare, ad una fase di pressurizzazione, dove il flusso di concentrato ad alta pressione svuota il cilindro contenente l'acqua di mare conferendole pressione.

Al fine di assicurare continuità al processo sono pertanto installati almeno due pistoni, come in *Figura 3.69*, operanti in modo alternato: quando uno realizza la fase di pressurizzazione di acqua di mare, l'altro realizza la fase di riempimento con acqua di mare a bassa pressione.

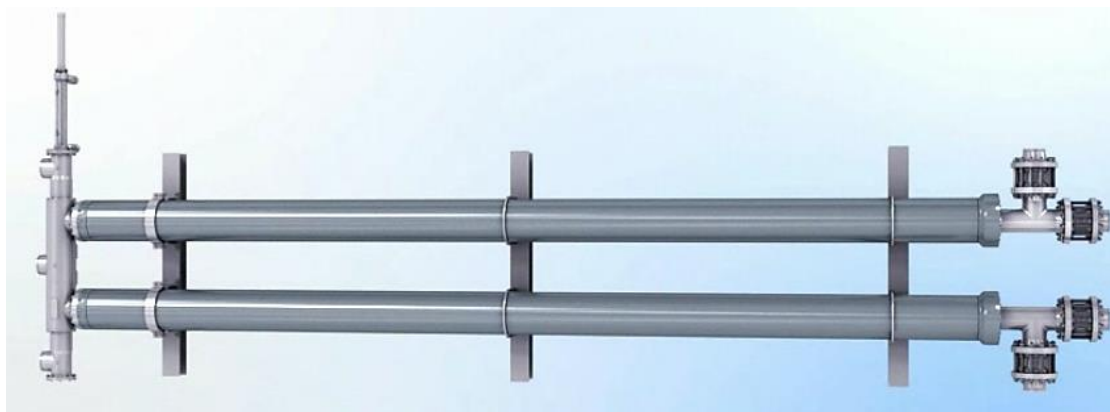


Figura 3.69. Immagine relativa ad un sistema DWEER composto di due pistoni, i quali operano in modo alternato: quando uno realizza la fase di pressurizzazione di acqua di mare, l'altro realizza la fase di riempimento con acqua di mare a bassa pressione. (Flowserve, 2013).

Lo schema impiantistico con il quale il WX si inserisce all'interno dell'impianto a osmosi inversa è analogo a quello del PX, ed è schematizzato in *Figura 3.70*.

Parte del flusso di acqua di mare è inviato al WX, all'interno del quale è pressurizzato ad opera del flusso di concentrato. La restante quota parte del flusso di acqua di mare è pressurizzata da una pompa centrifuga multistadio di alta pressione. I due flussi quindi si ricongiungono prima dell'ingresso nell'unità RO. L'acqua di mare pressurizzata dal WX possiede una pressione inferiore a quella necessaria per effettuare il processo RO, in ragione delle perdite di carico interne al processo RO e alla già citata High Pressure differential e pertanto riceve un ulteriore incremento di pressione ad opera di una pompa di rilancio.

Trattandosi anche nel caso del WX di un dispositivo volumetrico la portata di acqua di mare pressurizzata all'interno del WX è circa pari alla portata del flusso di concentrato, mentre la portata di acqua di mare pressurizzata dalla pompa centrifuga multistadio di alta pressione è circa pari alla portata di permeato prodotta dal processo RO. In realtà quest'ultima è leggermente superiore alla portata di permeato in ragione del fatto che una quota parte del flusso di concentrato ad alta pressione inviato al WX, poco più del 1% dello stesso, esercita una funzione lubrificante, e pertanto non partecipa alla pressurizzazione del flusso di acqua di mare.

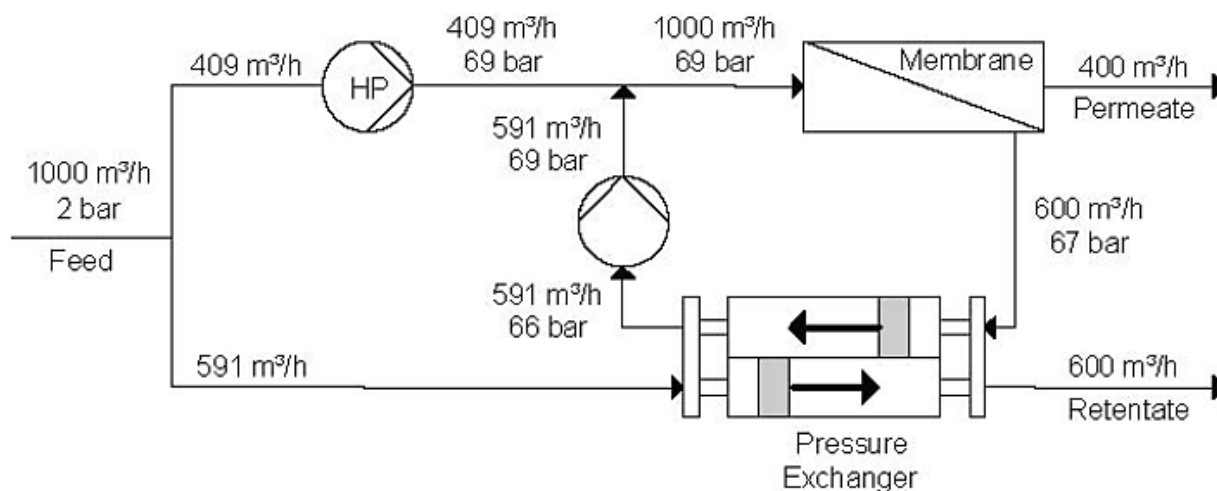


Figura 3.70. Schema impiantistico con il quale il Work Exchanger si inserisce all'interno del processo. Trattandosi anche nel caso del WX di un dispositivo volumetrico la portata di acqua di mare pressurizzata all'interno del WX è circa pari alla portata del flusso di concentrato, mentre la portata di acqua di mare pressurizzata dalla pompa centrifuga multistadio di alta pressione è circa pari alla portata di permeato prodotta dal processo RO. In realtà quest'ultima è leggermente superiore alla portata di permeato in ragione del fatto che una quota parte del flusso di concentrato ad alta pressione inviato al WX, poco più del 1% dello stesso, esercita una funzione lubrificante, e pertanto non partecipa alla pressurizzazione del flusso di acqua di mare. (Fritzmann et al., 2007).

Componenti principali che costituiscono tale dispositivo sono (Schneider, 2005):

- No. 2 pistoni racchiusi in un Pressure Vessel
- Check Valves, No. 2 per ciascun Vessel
- LinX Valve

A scopo di illustrazione del funzionamento del DWEER si consideri un sistema semplice costituito da due pistoni operanti in fasi alternate (Figura 3.71).

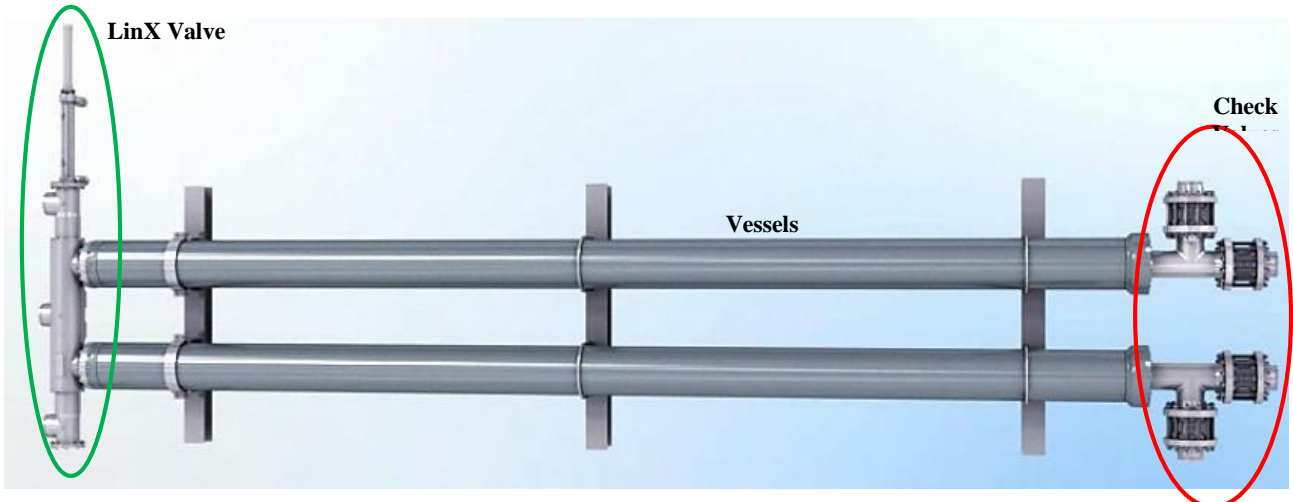


Figura 3.71. Illustrazione delle componenti principali costituenti il DWEER: No. 2 pistoni racchiusi in un Vessel, No. 2 Check Valves per ciascun Vessel, una LinX Valve (adattato da Flowserve, 2013).

Le Check Valves più esterne sono adibite all'ingresso di acqua di mare a bassa pressione (Figura 3.72.a), mentre quelle più interne sono adibite all'uscita di acqua di mare ad elevata pressione (Figura 3.72.b).

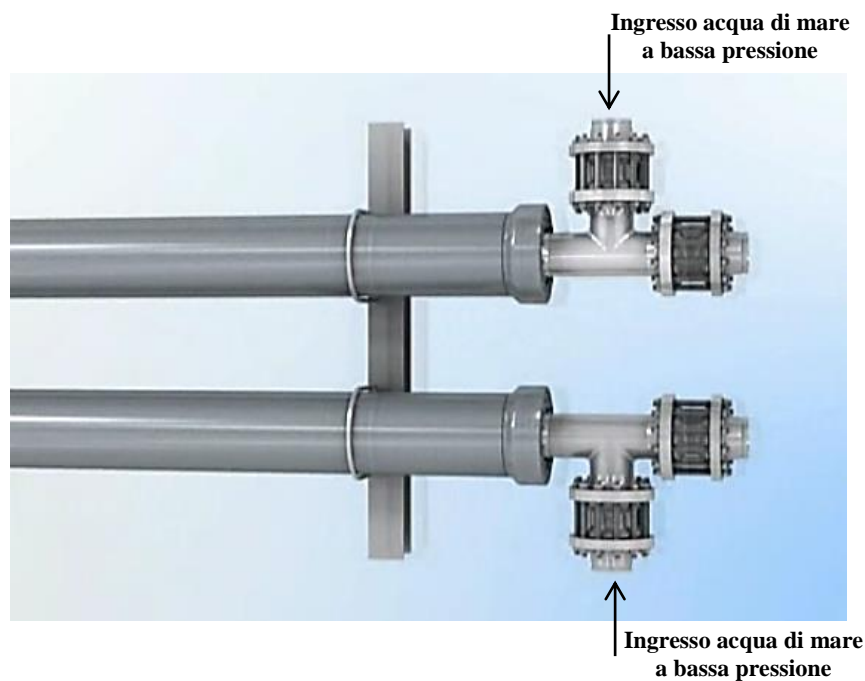


Figura 3.72.a. Le Check Valves più esterne sono adibite all'ingresso di acqua di mare a bassa pressione (Flowserve, 2013).

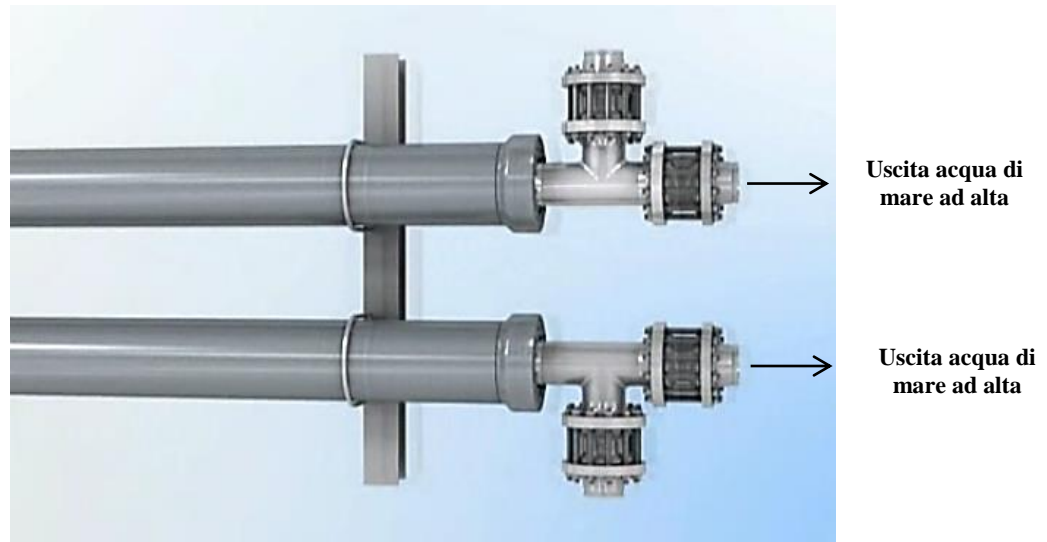


Figura 3.72.b. Le Check Valves più interne sono adibite all'uscita di acqua di mare ad alta pressione (Flowserve, 2013).

Le Check Valves sono delle valvole di non ritorno:

- quelle più interne consentono il flusso nella sola direzione uscente dal vessel
- quelle più interne consentono il flusso nella sola direzione entrante nel Vessel

La LinX Valve è costituita da tre porte: una interna e due esterne. Il concentrato ad alta pressione entra dalla porta centrale della LinX Valve, mentre esce a bassa pressione dalle due porte più esterne (Figura 3.73).

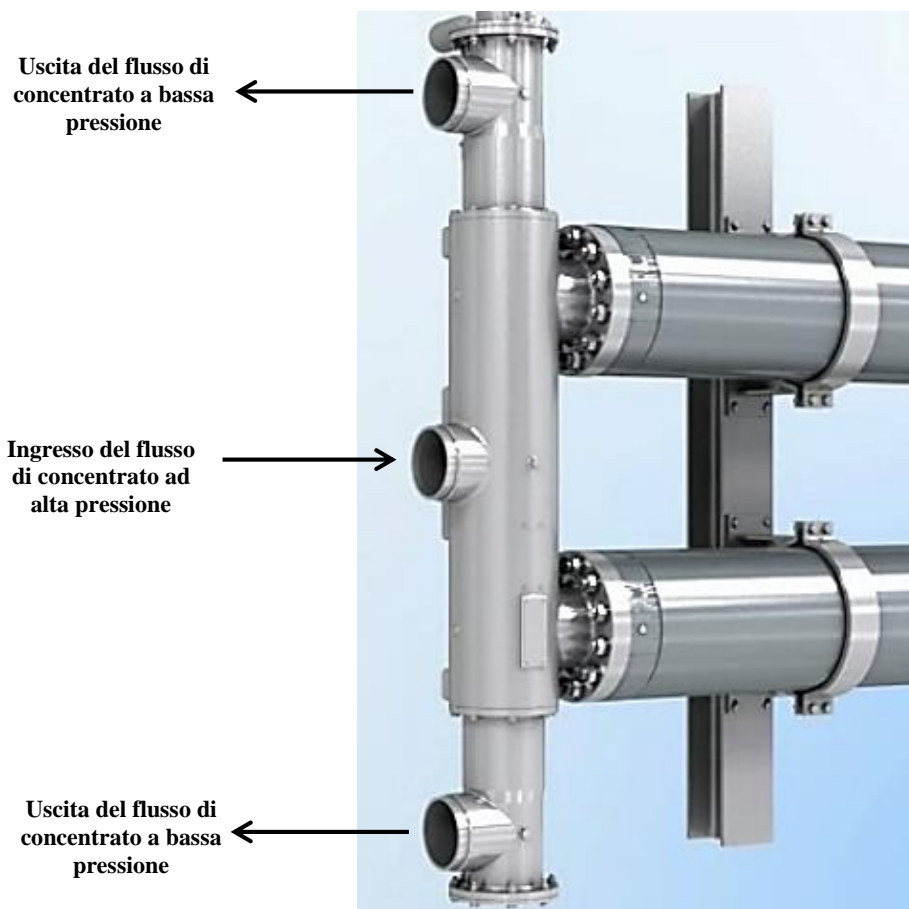


Figura 3.73. La LinX Valve è costituita da tre porte: una interna e due esterne. Il concentrato ad alta pressione entra dalla porta centrale della LinX Valve, mentre esce a bassa pressione dalle due porte più esterne (Flowserve, 2013).

Il meccanismo di funzionamento del WX di tipo DWEER si articola nelle seguenti fasi:

1. (cf. *Figura 3.74*) La LinX Valve è posizionata in modo che il flusso di concentrato ad alta pressione sia indirizzato verso il Vessel superiore, la cui porta esterna per l'uscita del concentrato a bassa pressione è chiusa. Il Vessel superiore è inizialmente riempito con acqua di mare a bassa pressione, che a seguito dell'introduzione del flusso di concentrato ad alta pressione viene pressurizzata ed esce dalla valvola di ritegno (Check Valve) prevista per l'uscita del flusso di acqua di mare ad alta pressione. Il Vessel inferiore era inizialmente riempito con il concentrato. Il Vessel inferiore è escluso dall'alimento del flusso di concentrato ad alta pressione e a seguito dell'apertura della porta di uscita del concentrato a bassa pressione scarica il concentrato e contestualmente è riempito dal flusso di acqua di mare a bassa pressione. Una volta che i pistoni sono arrivati a fine corsa si passa alla fase successiva.

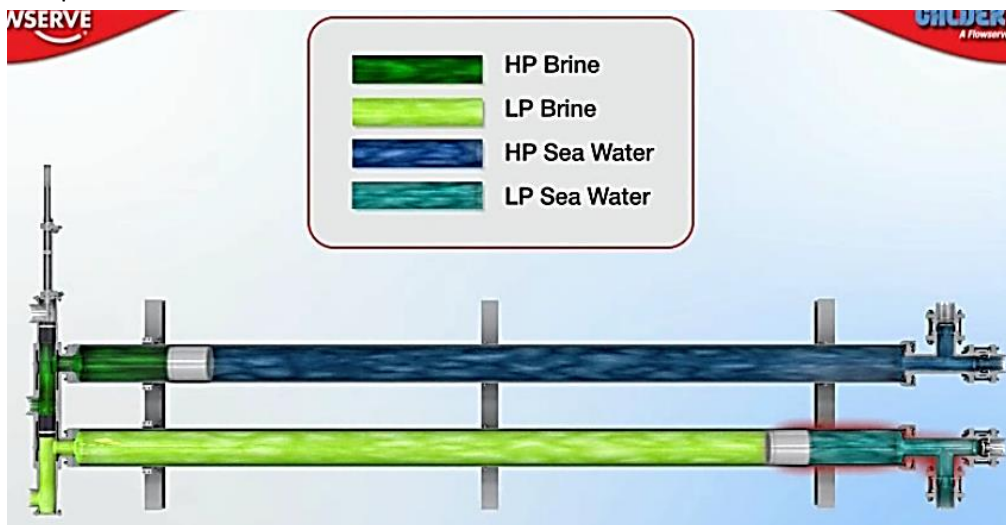


Figura 3.74. Rappresentazione della dinamica relativa alla fase 1. La LinX Valve è posizionata in modo che il flusso di concentrato ad alta pressione sia indirizzato verso il Vessel superiore, la cui porta esterna per l'uscita del concentrato a bassa pressione è chiusa. Il Vessel superiore realizza la pressurizzazione di acqua di mare ad alta pressione. Il Vessel inferiore è escluso dall'alimento del flusso di concentrato ad alta pressione e realizza lo scarico del concentrato a bassa pressione. Una volta che i pistoni sono arrivati a fine corsa si passa alla fase successiva. (Flowserve, 2013).

2. La LinX Valve si attiva e si posiziona in modo da consentire l'ingresso del flusso di concentrato a bassa pressione al solo Vessel inferiore, e da aprire la porta di uscita del concentrato a bassa pressione relativa al Vessel superiore, come rappresentato in *Figura 3.75*.

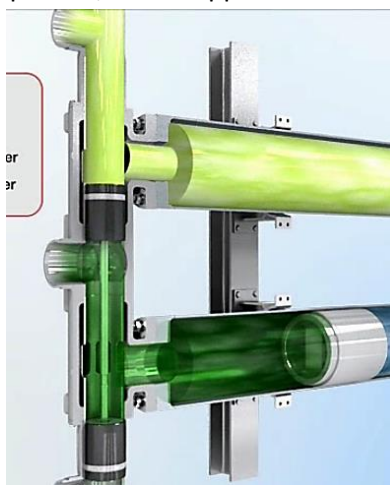


Figura 3.75. In principio alla fase 2 la LinX Valve si attiva e si posiziona in modo da consentire l'ingresso del flusso di concentrato a bassa pressione al solo Vessel inferiore, e da aprire la porta di uscita del concentrato a bassa pressione relativa al Vessel superiore (Flowserve, 2013).

Lo scarico del concentrato a bassa pressione è effettuato contestualmente al riempimento con acqua di mare a bassa pressione (cf. *Figura 3.76*). Nel Vessel inferiore invece avviene ciò che nella fase 1 avveniva per il Vessel superiore.

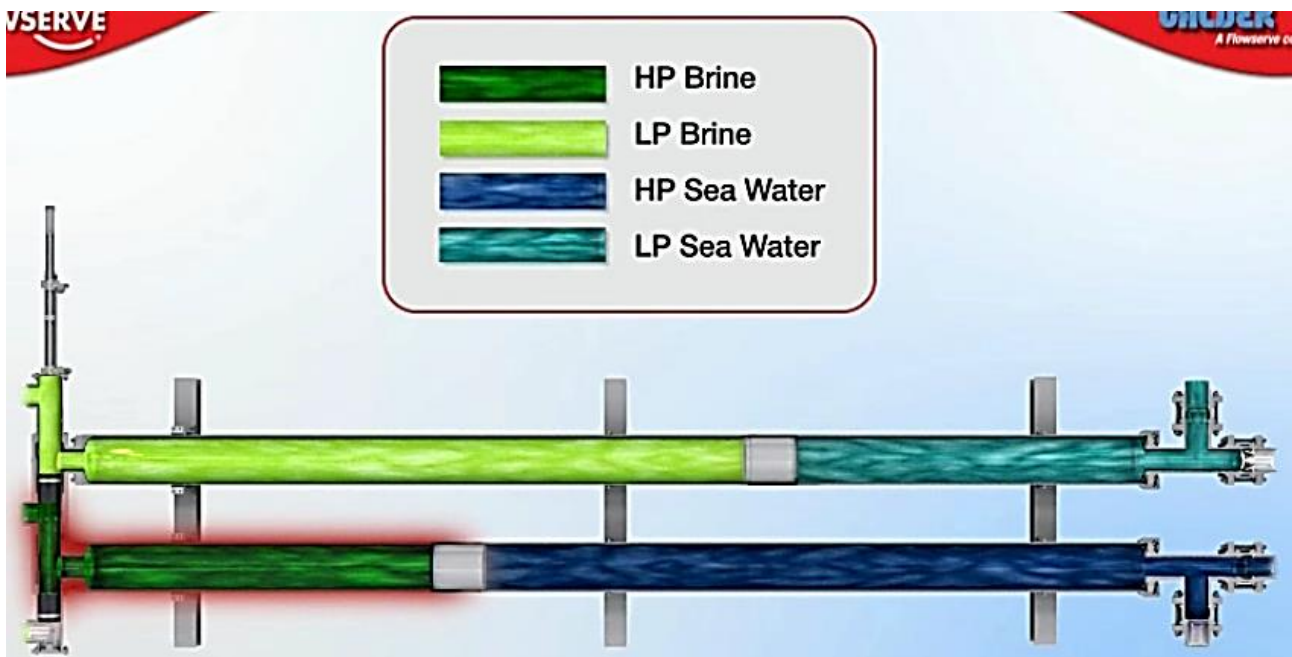


Figura 3.76. Rappresentazione della dinamica relativa alla fase 2. Nel Vessel superiore avviene lo scarico del concentrato a bassa pressione, mentre nel Vessel inferiore avviene la pressurizzazione dell'acqua di mare mediante il concentrato ad alta pressione (Flowserve, 2013).

Il DWEER è un dispositivo di recupero energetico caratterizzato da elevata efficienza: 95 – 98% (Gude, 2011, Flowserve, 2013, Mirza, 2008).

Voci di perdita energetica possono essere:

- Mixing
- Leakage
- Overflush
- Differential Pressure

Il mixing consiste nella contaminazione dell'acqua di mare da parte del concentrato, che causa un incremento della salinità dell'acqua alimentata al processo RO. Poiché i flussi di concentrato a differenza di quanto avvenga nel PX sono separati dall'acqua di mare, il volumetric mixing è contenuto a valori inferiori al 2,5%, in conseguenza al quale l'aumento di salinità in ingresso alle membrane è all'incirca pari al 1%.

Il leakage consiste nel fatto che parte del flusso di concentrato ad alta pressione esercita un'azione lubrificante non partecipando pertanto alla pressurizzazione dell'acqua di mare.

Tale quantità si attesta a valori inferiori allo 0,4% del flusso di concentrato.

In conseguenza al ciò una minor quantità di energia può essere estratta dal concentrato, e pertanto si deve incrementare la portata di alimento alla pompa centrifuga di alta pressione, incrementando i consumi energetici dell'impianto.

L'overflush avviene nel Vessel che lavora con i fluidi a bassa pressione (dunque durante la fase di riempimento di acqua di mare): quando il pistone arriva a fine corsa parte del flusso di acqua di mare a

bassa pressione passa nella zona in cui è presente il concentrato a bassa pressione che viene scaricato. Ciò da una parte è una perdita energetica, perché è una perdita di parte di acqua di mare che è stata preventivamente prelevata e pre-trattata, ma d'altra migliora l'effetto di scarico del concentrato a bassa pressione, e di conseguenza riduce il volumetric mixing.

La High Pressure differential vale circa 1 bar, come la Low Pressure differential (Hydranautics – technical manual).

Il DWEER è in grado di tollerare un'ampia variabilità delle condizioni operative in termini di portata e pressione, mantenendo comunque elevata l'efficienza di recupero energetico.

Il DWEER è in grado di autoregolare la propria capacità semplicemente modulando la velocità dei pistoni.

Un limite importante per questo sistema di recupero energetico è insito nelle notevoli perdite di carico che si possono generare, in particolare nella LinX Valve, perdite di carico che possono andare a incrementare la High Pressure differential. Soluzione a questo problema sarebbe quella di lavorare con una durata del ciclo relativamente alta, e di conseguenza incrementare il numero di DWEER da utilizzarsi in parallelo (*Schneider, 2005*).

Attualmente i DWEER a piena scala compiono 3 – 4 cicli al minuto (*Schneider, 2005, Flowserve, 2013*).

Prospettive future sono di ridurre la durata di un singolo ciclo, in modo da incrementare la portata gestibile da un singolo dispositivo (e ridurre così i costi di impianto) senza penalizzare però la High Pressure differential.

Il DWEER ha un maggior numero di parti meccaniche (valvole, pistoni) e pertanto è facilmente soggetto a usura. Inoltre deve essere dotato di un PLC che assicuri la ciclicità delle fasi. La complessità impiantistica, e di conseguenza anche i costi di installazione crescono rispetto agli altri dispositivi.

3.7.4.4. Confronto e considerazioni

La più importante differenza tra i sistemi centrifughi e i sistemi isobarici è relativo alla modalità con la quale l'energia posseduta dal flusso di concentrato è trasferita al flusso di alimento al processo RO. In conseguenza a ciò i dispositivi isobarici realizzano un'efficienza più elevata, con rendimento di recupero energetico che può arrivare sino al 98%.

Poiché i dispositivi isobarici sono dispositivi volumetrici l'energia recuperata dal concentrato è trasferita solamente ad una quota parte del flusso di alimento al processo RO, pari alla portata del flusso di concentrato. Di conseguenza la pompa di alta pressione avrà una taglia ridotta rispetto alla situazione di assenza del dispositivo di recupero energetico, ma la prevalenza che dovrà fornire sarà la stessa. Al contrario nei dispositivi centrifughi l'energia è trasferita alla totalità del flusso di alimento riducendo la prevalenza che deve fornire la pompa di alta pressione, ma non riducendo la capacità della pompa.

A differenza dei dispositivi centrifughi, i dispositivi isobarici hanno una maggior flessibilità operativa, poiché possono operare in un range relativamente ampio di pressione e portata, senza risentire di un calo di efficienza di recupero energetico.

Un limite dei dispositivi isobarici è quello dell'incremento della salinità del flusso di alimento al processo RO in conseguenza al fenomeno di mixing. Tale fenomeno è più intenso nel PX piuttosto che nel DWEER.

I dispositivi isobarici sono meccanicamente più complessi rispetto ai dispositivi centrifughi e di conseguenza più costosi. In particolare il DWEER ha un maggior numero di parti meccaniche (valvole, pistoni) e pertanto è più facilmente soggetto a usura.

I maggiori costi fissi pertanto giustificano l'utilizzo dei dispositivi isobarici nel caso di impianti di grossa taglia.

I dispositivi isobarici sono una tecnologia di più recente introduzione rispetto ai dispositivi centrifughi, e in ragione di una maggior efficienza di recupero energetico, e di una maggior flessibilità operativa, stanno avendo rapida diffusione, anche in situazioni di retrofit di impianti già operativi con dispositivi centrifughi, in particolare laddove si utilizzi ancora il dispositivo con turbina Pelton.

In *Tabella 3.13* è riportato un confronto tra le categorie dispositivi di recupero energetico centrifughi e isobarici.

Tabella 3.13. *Confronto tra i sistemi di recupero energetico di tipo centrifugo e i sistemi di tipo isobarico. I primi hanno un'efficienza di recupero energetico più bassa, e una minor flessibilità operativa, ma non provocano l'incremento della salinità dell'alimento al processo RO, che come intuibile determina un incremento della pressione di esercizio.*

Dispositivo	Centrifugo	Isobarico
Stadi di trasferimento dell'energia	Idraulica → meccanica → idraulica	Idraulica → idraulica
Efficienza di recupero energetico	70 – 83%	95 – 98%
Incremento della salinità dell'acqua di mare di alimento al processo RO	No	Sì
Flessibilità operativa	Medio-bassa	Alta
Complessità impiantistica	Media	Alta
Costo d'installazione	Medio-basso	Alto

In *Tabella 3.14* è operato un confronto tra i singoli dispositivi di recupero energetico presentati nei precedenti paragrafi, ossia turbina Pelton, Turbocharger, Pressure Exchanger, Work Exchanger. Si osservi che le caratteristiche delle singole apparecchiature rispecchiano la categoria di appartenenza. All'interno di ciascuna categoria si osservano alcune distinzioni importanti. In particolare il Turbocharger presenta una maggior flessibilità operativa e un maggior rendimento di recupero rispetto alla turbina Pelton, a fronte però di costi di installazione più alti. Il Pressure Exchanger (ERI) presenta una minor complessità impiantistica rispetto al Work Exchanger (DWEER), il quale è dotato di un maggior numero di componenti meccaniche, le quali sono più facilmente soggette a usura. Per contro al Pressure Exchanger compete un maggior incremento di salinità del flusso di alimento al processo RO, cui è legato un incremento della pressione di alimento.

Tabella 3.14. *Confronto tra i singoli dispositivi di recupero energetico presentati nei precedenti paragrafi, ossia turbina Pelton, Turbocharger, Pressure Exchanger, Work Exchanger. Si osservi che le caratteristiche delle singole apparecchiature rispecchiano la categoria di appartenenza.*

Dispositivo	Turbina Pelton	Turbocharger	Pressure Exchanger (ERI)	Work Exchanger (DWEER)
Efficienza di recupero energetico	70%	80 – 83%	95 – 98%	
Energia specifica (*) (kWh/m ³)	3,14	2,80 – 2,88	2,40 – 2,48	
Incremento della salinità dell'acqua di mare di alimento al processo RO	No	No	2,5% circa	1% circa
Flessibilità operativa	Scarsa	Media	Alta	Alta
Complessità impiantistica	Bassa	Bassa	Medio-alta	Alta
Costo d'installazione	Basso	Medio	Medio-Alto	Alto

(*) Calcolata per un processo RO operato a 65 bar, recovery 0,45 su un'acqua di salinità 38.500 ppm TDS. Formula utilizzata per il calcolo dell'energia specifica è la (3.26). La pressione idraulica del concentrato è assunta pari a 63 bar e l'efficienza energetica della pompa pari al 80%.

3.8. Opzioni di smaltimento della salamoia

3.8.1. Generalità e implicazioni

Il flusso di concentrato prodotto dal processo di osmosi inversa (salamoia), che per applicazioni su acqua di mare si attesta attorno al 65 – 50% dell'alimento al processo è scaricato a mare. Nelle applicazioni di grandi impianti a osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare lo scarico è effettuato al largo dalla costa, attraverso una condotta sottomarina.

La salamoia è caratterizzata da:

- una salinità molto elevata: 1,5 – 2 volte la salinità dell'acqua di mare in relazione al fatto che il *recovery* sia rispettivamente pari a 0,35 o 0,5
- dalla presenza di specie chimiche non presenti in acqua di mare, apportate dai coagulanti (Fe, Al) e dagli antiscalant (polimeri organici, e in alcuni casi fosfati)

Pertanto lo scarico a mare del concentrato, detto anche salamoia, produce un impatto sugli ecosistemi marini, più o meno significativo a seconda:

- della suscettibilità dell'ecosistema che popola la zona
- della destinazione d'uso della zona coinvolta dall'impatto (balneazione, pesca, acquacultura, tutela di particolari specie viventi,...)
- delle caratteristiche chimico-fisiche della salamoia in relazione a quelle del corpo idrico recettore, in particolare per quanto concerne temperatura, salinità e di conseguenza densità e viscosità
- delle proprietà idrografiche del recettore, tra cui la batimetria e il regime di correnti
- delle caratteristiche fisiche dello scarico

In altre parole il livello di impatto che potenzialmente può essere provocato dallo scarico a mare della salamoia dipende dalla sensibilità dell'ecosistema presente e della capacità del corpo idrico recettore di disperdere rapidamente la salamoia, evitando così il suo accumulo in una zona limitata.

Sulla base di queste considerazioni risulta evidente che una scelta ottimale di allocazione e una corretta ingegnerizzazione del sistema di scarico della salamoia consentono di contenere gli impatti potenzialmente generabili, seppur inevitabili, al di sotto di una determinata soglia di accettabilità.

Allo scopo di poter prevedere l'effetto prodotto da una determinata soluzione sono stati dunque sviluppati dei modelli di simulazione della diffusione e dispersione idrodinamica del plume nella zona posta in vicinanza (es. COROMIX) e in lontananza (es. DELFT 3D) dal punto di scarico.

Sono stati inoltre sviluppati dei modelli più semplificativi (es. metodo Jirka, *Jirka, 2008*), che a partire da dati di semplice reperibilità consentono di valutare qualitativamente il livello di dispersione della salamoia, al fine di poter valutare l'allocazione ottimale del punto di scarico e il suo livello di ingegnerizzazione.

Accanto all'aspetto ambientale risulta importante poter prevedere la dispersione della salamoia nel corpo idrico recettore al fine di poter assicurarsi del fatto che non vi siano interazioni con l'intake, ossia al fine di garantire che l'acqua di prelievo da parte dell'impianto non subisca un incremento di salinità a seguito di una errata collocazione relativa del punto di prelievo e di scarico dell'impianto.

3.8.2. Opzioni di scarico della salamoia

Obiettivo dell'operazione di scarico della salamoia è quello di minimizzare l'impatto ambientale ed evitare di intralciare il sistema di presa dell'acqua di mare:

- scegliendo un'opportuna locazione del punto di scarico
- minimizzando l'area di mare coinvolta da incremento della salinità al di sopra del valore soglia tollerabile dagli ecosistemi, incrementando il livello di dispersione del plume

Al fine di accelerare la dispersione della salamoia del recettore idrico le opzioni sono (Voutchkov, 2011):

- scaricare nella zona di mare vicino alla costa (tidal zone) facendo affidamento sulla elevata capacità di dispersione dovuta dall'elevata energia turbolenta posseduta dall'acqua di mare in questa zona
- scaricare oltre la tidal zone: in tal caso per compensare la minor capacità di dispersione posseduta dall'acqua di mare in questa zona è necessario installare un diffusore

La prima opzione è più economica, poiché non richiede l'installazione di una lunga condotta sottomarina e del diffusore, tuttavia se il carico salino scaricato nella tidal zone supera una certa soglia superiore alla capacità di dispersione e trasporto al largo si determina un accumulo e si rischia che la salinità superi il valore soglia tollerabile dagli ecosistemi.

Pertanto tipicamente nelle applicazioni di impianti a osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare di capacità superiore a 1.000 m³/d, lo scarico è effettuato al largo dalla costa, attraverso una condotta sottomarina.

In ogni caso attraverso i modelli idrodinamici di dispersione è possibile prevedere il superamento o meno della capacità di smaltimento ad opera della tidal zone.

Parametri di notevole importanza nel determinare l'effetto di dispersione della salamoia nel corpo idrico recettore sono la loro temperatura e salinità.

Maggiore è la salinità e minore è la temperatura, maggiore sarà la densità della salamoia, e di conseguenza minore sarà la sua tendenza a galleggiare, come è possibile osservare in *Figura 3.78*, e come si evince dalla seguente relazione, che definisce l'accelerazione subita dal plume g'_0 :

$$g'_0 = \frac{g \cdot (\rho_0 - \rho_a)}{\rho_0} \quad (3.34)$$

dove g è l'accelerazione di gravità sulla Terra, ρ_a è la densità del corpo idrico recettore e ρ_0 è la densità dell'effluente al punto di scarico.

Il segno di g'_0 definisce la galleggiabilità del plume.

All'aumentare della salinità e al diminuire la temperatura aumenta la viscosità della salamoia (*Figura 3.77*), e di conseguenza diminuisce il suo effetto di dispersione nel corpo idrico recettore, poiché riduce la turbolenza.

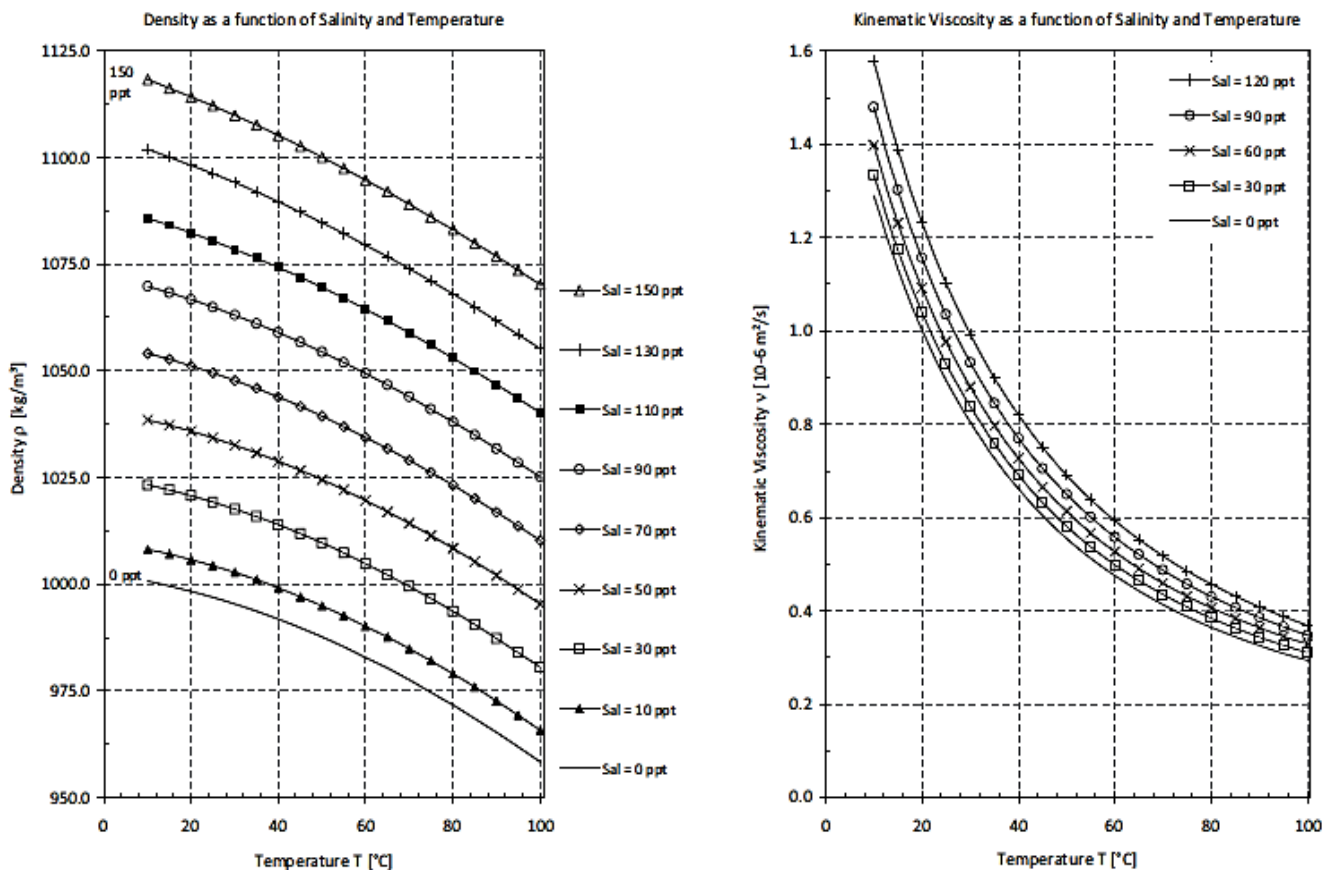


Figura 3.77. Densità e viscosità dell'acqua in funzione della temperatura e salinità (El-Dessouky and Ettouney, 2002).

Per avere un'idea pratica di come la temperatura e la salinità influenzino la densità e quindi la galleggiabilità dell'acqua scaricata si osservi *Figura 3.78*, dove sono schematizzati i pennacchi di dispersione prodotti da un impianto di dissalazione a osmosi inversa e un impianto di dissalazione per distillazione di tipo a espansioni multiple (MSF). Mentre la salamoia prodotta dal primo è più densa rispetto all'acqua di mare (temperatura simile e salinità superiore) e quindi diffonde verso il fondale marino, la salamoia prodotta dal secondo è meno densa dell'acqua di mare (temperatura più alta e salinità più bassa della salamoia dell'impianto RO) e pertanto galleggia.

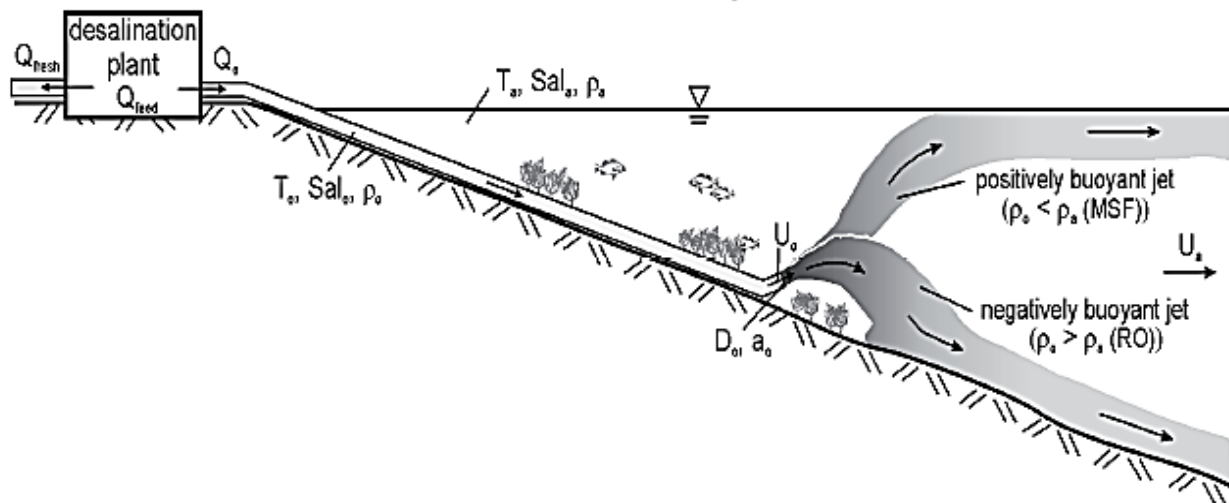


Figura 3.78. Pennacchi di dispersione prodotti da un impianto di dissalazione a osmosi inversa e un impianto di dissalazione per distillazione di tipo a espansioni multiple (MSF). Mentre la salamoia prodotta dal primo è più densa rispetto all'acqua di mare (temperatura simile e salinità superiore) e quindi diffonde verso il fondale marino, la salamoia prodotta dal secondo è meno densa dell'acqua di mare (temperatura più alta e salinità più bassa della salamoia dell'impianto RO) e pertanto galleggia (Niepelt, 2008).

Poiché la salamoia prodotta dal processo RO in acqua di mare tenderebbe a diffondere verso il fondale marino è possibile dotare la condotta finale di un diffusore multiporte inclinato rispetto all'orizzontale (Figura 3.79), e con una velocità di sbocco di 5 – 8 m/s, fatto che incrementa le perdite di carico e così il consumo energetico necessario per l'operazione di scarico del concentrato (Voutchkov, 2011).

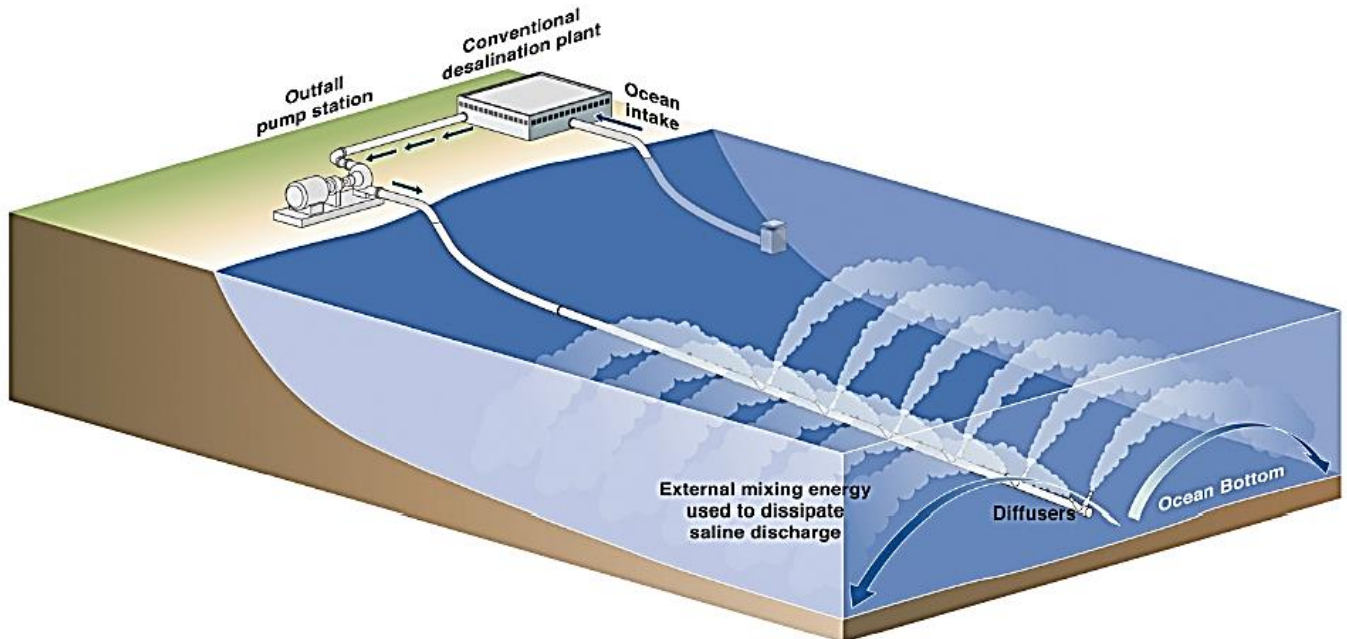


Figura 3.79. Condotta di scarico della salamoia con diffusore multiporte inclinato rispetto all'orizzontale (Voutchkov, 2011).

Le principali opzioni per lo scarico al largo della salamoia sono (Voutchkov, 2011):

- scarico attraverso una nuova condotta sottomarina di apposita costruzione
- scarico attraverso una esistente condotta sottomarina adibita allo scarico delle acque di scarico provenienti da un impianto di depurazione già esistente
- scarico attraverso una esistente condotta sottomarina adibita allo scarico delle acque provenienti da una torre di raffreddamento, la quale utilizza in ingresso acqua di mare (Figura 3.80)

Le ultime due opzioni, qualora applicabili, porterebbero ai seguenti vantaggi:

- ✓ utilizzo di una condotta già esistente: si evita la spesa di costruzione di una nuova condotta, spesa peraltro molto elevata (10 – 30% del costo di costruzione dell'impianto, Voutchkov, 2011)
- ✓ riduzione della densità della salamoia complessivamente prodotta dalla miscelazione tra i due flussi e di conseguenza miglior dispersione del plume, il quale peraltro data la minor densità si svilupperebbe maggiormente in verticale riducendo l'area di impatto. Infatti l'acqua di scarico è caratterizzata da una salinità parecchio inferiore al concentrato e all'acqua di mare, mentre l'acqua proveniente da una torre di raffreddamento è più calda
- ✓ riduzione dell'impatto derivante dallo scarico esistente: diluizione della carica batterica proveniente dall'impianto di depurazione acque di scarico, riduzione dell'impatto termico dell'acqua di raffreddamento scaricata dalla centrale di potenza

D'altra l'operazione di co-disposal con acqua di scarico presenta i seguenti svantaggi (Voutchkov, 2011):

- non è detto che le dimensioni dell'opera di scarico già presente siano tali da consentire lo scarico anche della salamoia, e anche qualora ciò fosse possibile non è detto che in seguito al mix tra i due flussi il livello di dispersione del plume sia soddisfacente. In quest'ultimo caso si dovrebbe intervenire sul diffusore posto nella parte terminale della condotta

- dato l'andamento fluttuante dello scarico proveniente dall'impianto di depurazione acque reflue è necessario verificare che anche nei periodi di portata minima il mix tra i due flussi assicuri un adeguato livello di dispersione del plume nel recettore idrico
- a seguito del mix tra i due prodotti potrebbero risultare aggiuntivi problemi di tossicità nei confronti degli ecosistemi marini, tossicità che può anche derivare da un semplice sbilanciamento della composizione chimica del mix salamoia + acqua di scarico

La scelta di effettuare un'operazione co-disposal con acqua di raffreddamento proveniente da una centrale di potenza deve considerare la presenza di una sufficiente quantità d'acqua con la quale diluire la salamoia dell'impianto di dissalazione.

In caso di vicinanza con una centrale di potenza è possibile alimentare l'impianto di dissalazione con parte dell'acqua proveniente dall'operazione di raffreddamento, poiché è più calda dell'acqua di mare (Figura 3.80). Tale soluzione consente di ridurre la spesa energetica per la dissalazione, ma riduce il *Rejection* delle specie ioniche presenti nell'acqua di alimento, fatto che nel caso del boro risulta di particolare rilievo.

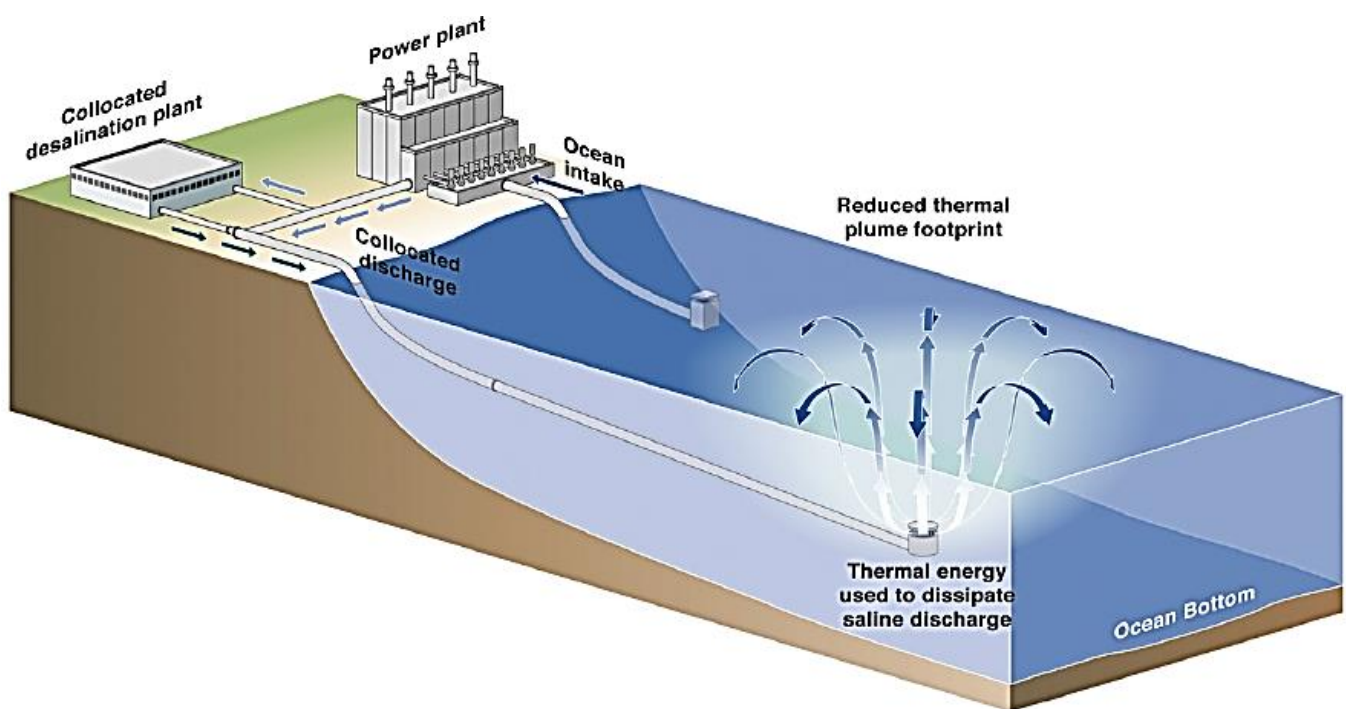


Figura 3.80. Scarico della salamoia dell'impianto di dissalazione attraverso una esistente condotta sottomarina adibita allo scarico delle acque provenienti da una torre di raffreddamento, la quale utilizza in ingresso acqua di mare. È possibile alimentare l'impianto di dissalazione con parte dell'acqua proveniente dall'operazione di raffreddamento, poiché è più calda dell'acqua di mare. Tale soluzione consente di ridurre la spesa energetica per la dissalazione, ma riduce il *Rejection* delle specie ioniche presenti nell'acqua di alimento, fatto che nel caso del boro risulta di particolare rilievo.

A valle delle considerazioni fatte è intuibile il motivo per cui la maggior parte dei grandi impianti di dissalazione di acqua di mare applichino una soluzione di scarico della salamoia mediante una condotta sottomarina di apposita costruzione, che scarichi al largo, dotata di un diffusore multiporte inclinato rispetto all'orizzontale.

3.9. Analisi dei costi e dei consumi energetici

Sin dalla sua introduzione negli anni '70, il processo di dissalazione per mezzo di membrane a osmosi inversa ha visto una repentina riduzione dei costi tale da renderlo oggi una valida alternativa al prelievo convenzionale di acqua. Anche se a causa degli elevati costi che inizialmente lo interessavano veniva per lo più utilizzato in zone molto ristrette, oggi è un processo che può vantare numerosi vantaggi anche dal punto di vista dei costi e del consumo energetico.

In prima analisi è evidente come il processo di dissalazione in generale necessiti di un maggiore apporto di energia rispetto al prelievo convenzionale di acqua legato unicamente all'energia consumata dalle pompe. Durante il processo di dissalazione tramite l'osmosi inversa l'energia è richiesta sia nella fase di prelievo, sia nella fase di pompaggio, sia nei pretrattamenti e infine per ottenere l'alta pressione necessaria per il passaggio dell'acqua di alimentazione nelle membrane.

Come è possibile osservare in *Figura 3.81* il maggior consumo energetico è dato dalla pompa di alta pressione, segue il consumo per la distribuzione dell'acqua prodotta. Si osservi come i consumi energetici relativi alle fasi di pretrattamento e intake siano esigui in confronto a quelli relativi alla pompa di alta pressione.

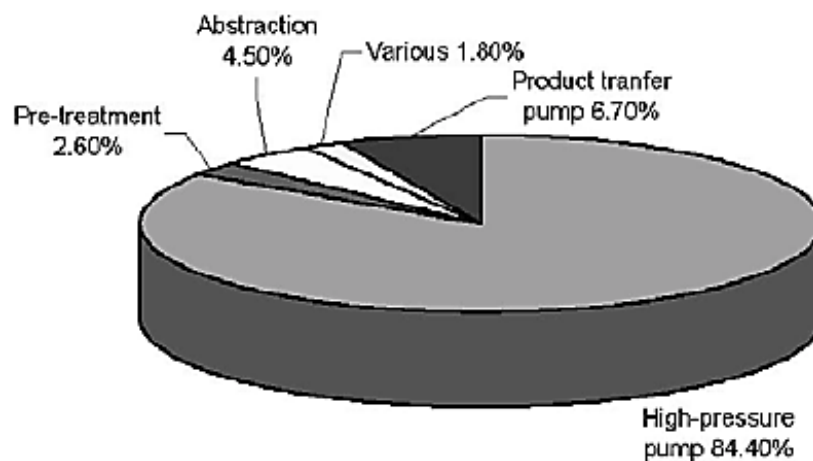


Figura 3.81. Ripartizione del consumo energetico per un impianto di dissalazione a membrane. Il maggior consumo energetico è dato dalla pompa di alta pressione, segue il consumo per la distribuzione dell'acqua prodotta. Si osservi come i consumi energetici relativi alle fasi di pretrattamento e intake siano esigui in confronto a quelli relativi alla pompa di alta pressione. (M.Wilf, 2004)

Il progresso tecnologico ha però abbattuto i costi energetici grazie all'ingegnerizzazione di nuove membrane e grazie all'utilizzo di dispositivi di recupero energetico. Un impianto SWRO dei primi anni '70 consumava oltre 20kWh/m^3 , attualmente i consumi energetici si attestano attorno al valore di $3,5\text{ kWh/m}^3$ (Gebel, 2008).

Poiché i consumi energetici costituiscono una quota parte importante dei costi di un impianto di dissalazione a osmosi inversa, questo trend di riduzione dei consumi energetici ha portato ad un riduzione dei costi di dissalazione (*Figura 3.82*).

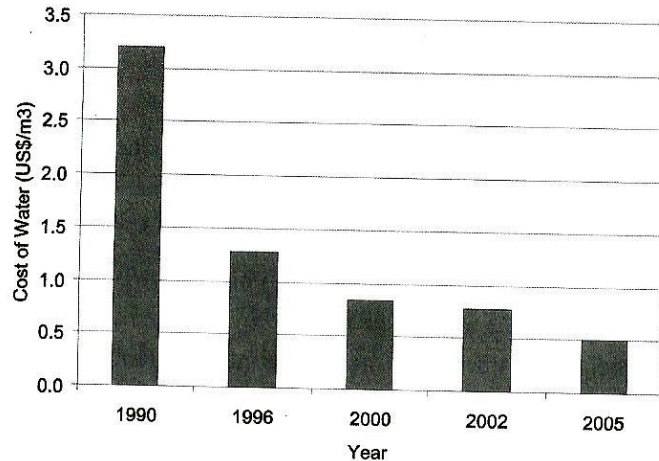


Figura 3.82. Grafico relativo all'andamento del costo specifico di dissalazione (\$ per m³ di acqua dissalata prodotta) relativo agli impianti a osmosi inversa dal 1990 al 2005. Il costo specifico di dissalazione è passato da oltre 3 \$/m³ del 1990 a circa 0,5 \$/m³ del 2005. Determinanti nella riduzione dei costi sono stati la diffusione dei sistemi di recupero energetico e lo sviluppo di membrane più performanti (in termini di permeabilità e reiezione sali). (M. Wilf, 2007).

La struttura tipica dei costi totali di un impianto SWRO calcolata nell'orizzonte temporale di 25 anni è rappresentata in *Figura 83*. Si osservi che le voci di maggior importanza sono costituite dal costo dell'energia e dai costi fissi.

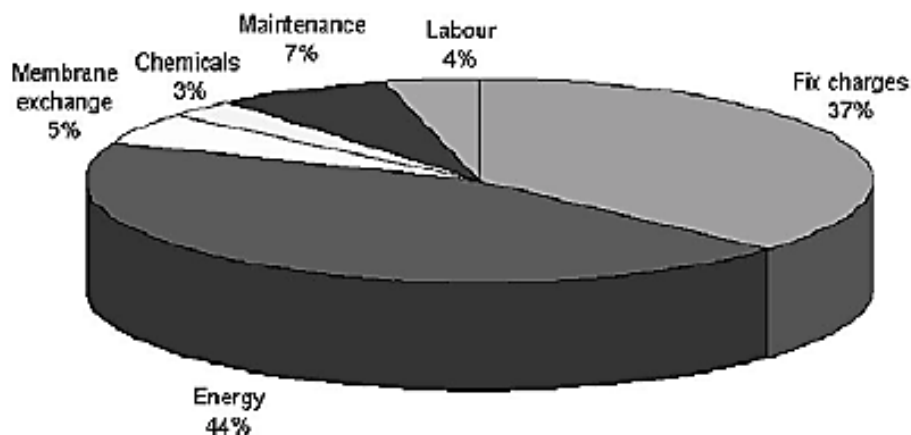


Figura 3.83. Struttura tipica dei costi totali di un impianto SWRO calcolata nell'orizzonte temporale di 25 anni (M. Wilf, 2004). Si osservi che le voci di maggior importanza sono costituite dal costo dell'energia e dai costi fissi.

I costi fissi sono rappresentati dal canone d'acquisto del terreno dove sorge l'impianto, la costruzione stessa dell'impianto e il costo delle apparecchiature necessarie al suo funzionamento. Gli altri costi fissi sono legati alle dimensioni dell'impianto come i moduli di membrane, il sistema di tubature e il sistema di pompaggio. Le apparecchiature per il processo di dissalazione a membrana in genere non godono di economie di scala, o per lo meno non tanto quanto altri processi. (M. Wilf, 2004)

In ogni caso l'ammontare totale dell'investimento necessario per la realizzazione di un impianto a membrane è legato alla capacità totale desiderata. Per impianti per la dissalazione di acqua di mare, per una stima speditiva dei costi di investimento è possibile utilizzare la seguente formula di natura empirica (Fritzmann et al., 2007):

$$J_{INV} = 7100 * C^{0.85} \quad (3.35)$$

dove C è la capacità dell'impianto.

I costi relativi alla sostituzione delle membrane dipendono dal tasso di sporramento e danneggiamento meccanico.

Lo sporramento e il danneggiamento meccanico della membrana possono essere prevenuti e ritardati grazie all'utilizzo di efficaci pretrattamenti e ad un'adeguata pulizia. Il costo di sostituzione delle membrane influisce per il 5% sui costi totali legati alla vita dell'impianto (*Medina, 2004*).

In generale il costo di sostituzione delle membrane è legato alla capacità dell'impianto e al fattore di utilizzo. All'aumentare della capacità e del fattore di utilizzo dell'impianto i costi complessivi di sostituzione delle membrane diminuiscono in quanto in queste condizioni è possibile far fronte a maggiori spese per ottenere dei pretrattamenti più efficaci e interventi di pulizia più ricorrenti. (*Diaz-Caneja et al., 2004*)

Il costo relativo all'organico invece rappresenta la voce minore dei costi totali per un impianto di dissalazione. È infatti stimato un peso del costo del lavoro sull'investimento totale dell' 1-1.5%.

Altri costi necessari per il funzionamento dell'impianto riguardano il consumo di chemicals per il pretrattamento e la pulizia delle membrane.

Come ampiamente discusso nel *Capitolo 3.2.2*, i pretrattamenti a membrana rispetto ai pretrattamenti convenzionali, sebbene caratterizzati da un maggior costo di investimento, comportano un minor consumo di chemicals sia nei pretrattamenti, sia nella sezione di osmosi inversa, oltre ad una maggior salvaguardia delle membrane a osmosi inversa.

L'utilizzo dei chemicals è legato dalle caratteristiche dell'acqua di alimentazione, dal tipo di membrane in uso e dai parametri operativi. (*Medina, 2004*)

Il costo legato al consumo dei chemicals influisce generalmente per il 7% sui costi di investimento totali. (*M. Wilf, 2004*)

Infine sono da considerare anche i costi di mantenimento dell'impianto che permettono di garantire una stabilità e un'efficienza duratura per il tempo stimato di vita utile dell'impianto.

Sono costi legati alla manutenzione di apparecchiature elettriche e meccaniche quali impianto elettrico, pompe, valvole, tubi e raccordi. (*Diaz-Caneja et al., 2004*)

Possono influire sull'investimento totale circa per il 2-2.5%.

4. DIMENSIONAMENTO IMPIANTO SWRO PER LA PRODUZIONE DI ACQUA POTABILE PER 200.00 A.E.

4.1. Localizzazione e dati di input

Dopo aver analizzato in dettaglio i principi teorici che stanno alla base del processo di dissalazione a osmosi inversa, e dopo aver passato in rassegna le alternative tecniche relative a ciascuna sezione costituente gli impianti a osmosi inversa per la dissalazione di acqua di mare, ci si occupa ora di effettuare un dimensionamento di massima di un impianto per la produzione di 60.000 m³/d di acqua potabile a partire da acqua di mare.

L'acqua potabile approvvigionata dall'impianto sarà al servizio del Comune di Bari, per il quale recentemente si era prevista la costruzione di un analogo impianto di dissalazione, in seguito non più concretizzata.

L'acqua potabile approvvigionata dall'impianto in esame sarà a supporto dell'acqua già approvvigionata da altre fonti: nel caso in esame l'Acquedotto Pugliese.

Per l'impianto del quale si era prevista la costruzione nel Comune di Bari, nell'anno 2005 era stato realizzato un progetto preliminare ed era stato redatto uno Studio di Impatto Ambientale (AQP, 2005).

Dallo Studio di Impatto Ambientale esistente (AQP, 2005) sono state tratte le seguenti informazioni:

- la concentrazione di alcune specie ioniche nell'acqua di alimento (Tabella 4.1)
- la capacità dell'impianto, pari appunto a 60.000 m³/d
- la localizzazione, individuata in Figura 4.1 e Figura 4.2

Dal sito web di ISPRA è stata invece dedotta la temperatura dell'acqua di mare, da assumersi per il dimensionamento dell'impianto (Tabella 4.2).

Tabella 4.1. Concentrazione delle specie ioniche nell'acqua di mare di alimento all'impianto. Tali valori sono stati estratti dallo Studio di Impatto Ambientale redatto nel 2005 per il dissalatore a osmosi inversa del quale si era prevista la costruzione nel Comune di Bari, costruzione in seguito non più concretizzata (AQP, 2005).

Parametro	U.M.	Valore
Ca	ppm	423
Mg	ppm	1.380
Na	ppm	11.720
K	ppm	525
Cl	ppm	21.000
SO ₄	ppm	3.190
HCO ₃	ppm	150
TOTALE	ppm	38.388
pH		8

Tabella 4.2. Temperatura dell'acqua mare assunta per il dimensionamento dell'impianto (ALLEGATO 1).

	Valore
Temperatura massima (massimo valore osservato)	10°C
Temperatura minima (5 percentile delle osservazioni)	28°C



Figura 1. Localizzazione prevista per l'impianto di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa. Inquadramento generale del territorio. La presenza dell'impianto è contrassegnata da un bollo rosso. La localizzazione dell'impianto è stata tratta dallo Studio di Impatto Ambientale redatto nel 2005 per il dissalatore a osmosi inversa del quale si era prevista la costruzione nel Comune di Bari, costruzione in seguito non più concretizzata (AQP, 2005).

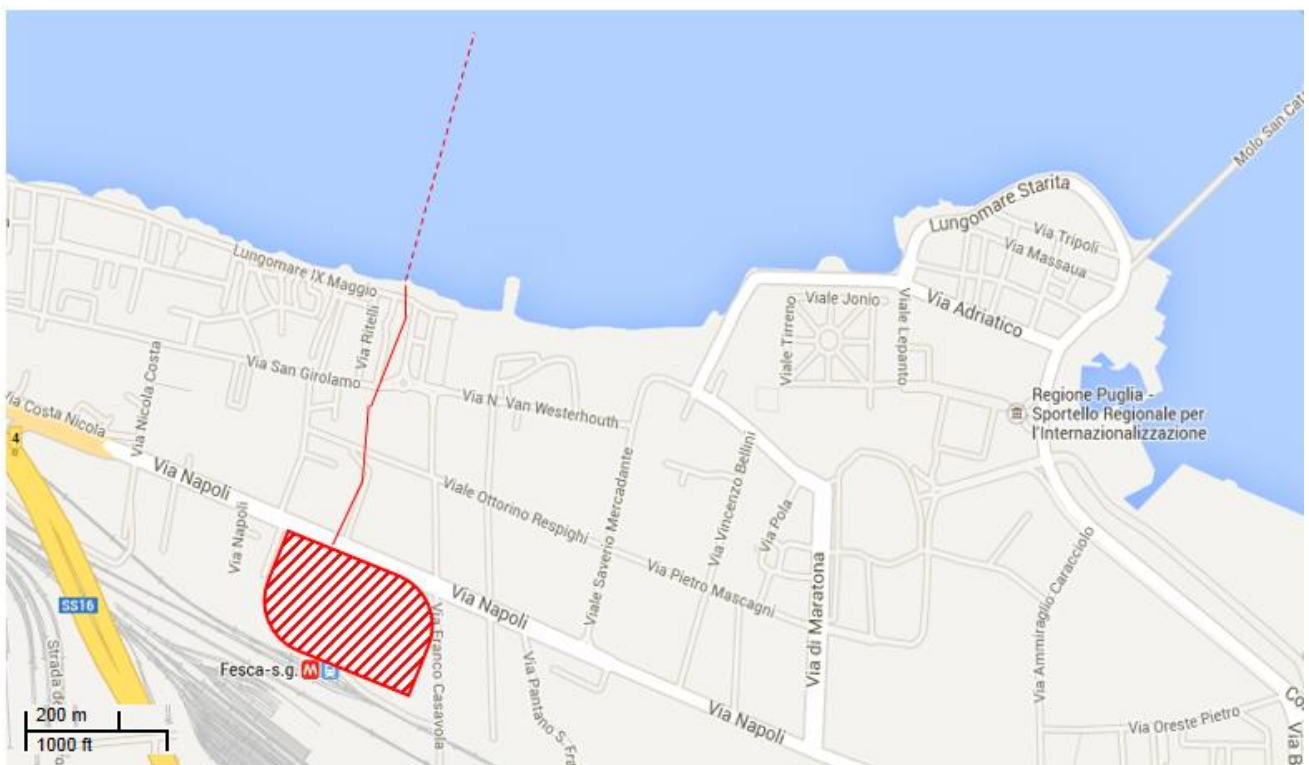


Figura 2. Localizzazione prevista per l'impianto di dissalazione di acqua di mare a osmosi inversa: dettaglio. La localizzazione dell'impianto è stata tratta dallo Studio di Impatto Ambientale redatto nel 2005 per il dissalatore a osmosi inversa del quale si era prevista la costruzione nel Comune di Bari, costruzione in seguito non più concretizzata (AQP, 2005). È rappresentata anche la condotta di presa a mare, collegata all'impianto di dissalazione mediante una condotta interrata.

4.2. Definizione scenari considerati e portate

4.2.1. Scenari di rete

L'acqua potabile approvvigionata dall'impianto in esame sarà a supporto dell'acqua già approvvigionata da altre fonti: nel caso in esame l'Acquedotto Pugliese.

L'impianto in esame potrebbe teoricamente inserirsi nell'ambito del quadro esistente secondo i seguenti scenari:

- L'impianto di dissalazione è operativo tutto l'anno e si effettua la miscelazione dell'acqua prodotta con acqua proveniente da altre origini
- L'impianto di dissalazione è operativo tutto l'anno e non si effettua miscelazione con acque di altre origini, in quanto l'acqua prodotta sostituisce integralmente altre fonti
- L'impianto non funziona tutto l'anno, ma solo nei mesi estivi a supporto nelle punte di richiesta previa miscelazione

Lo scenario assunto nel presente progetto è il seguente: l'impianto è operativo tutto l'anno a pieno regime, e la qualità dell'acqua prodotta è tale da sostituire integralmente l'acqua approvvigionata dall'acquedotto.

4.2.2. Scenari tecnici

Ai fini del dimensionamento dell'impianto sono stati presi in considerazione due scenari stagionali:

- Scenario invernale: temperatura 10°C
- Scenario estivo: temperatura 28°C

La temperatura assunta per i due scenari è ricavata da un'elaborazione condotta su osservazioni dell'Istituto Superiore Per la Ricerca in campo Ambientale (ISPRA).

La temperatura relativa allo scenario estivo è il massimo valore osservato delle temperature medie giornaliere nell'arco di tre anni, mentre quella relativa allo scenario invernale è il 5 percentile delle temperature medie giornaliere nell'arco di tre anni. Per dettagli circa l'elaborazione statistica condotta si rimanda all'ALLEGATO 1.

Come verrà evidenziato più avanti (*Cap. 4.5.2. e Cap. 4.7.4.3*) la temperatura esercita un effetto importante sulle prestazioni di alcune unità di pre-trattamento e dell'unità di osmosi inversa, tanto da modificare sensibilmente la portata di alimentazione all'impianto.

Si assume che la composizione chimica dell'acqua alimentata all'impianto sia la stessa in entrambi gli scenari stagionali.

Si assume che la capacità dell'impianto sia:

- nello scenario invernale pari a 60.720 m³/d, ossia 2.530 m³/h, dei quali:
 - 2500 m³/h sono per utenza civile
 - 30 m³/h di alimentazione ad una seconda unità di osmosi inversa per la produzione di acqua demineralizzata per utenza industriale, per la produzione di vapore per caldaia
- nello scenario estivo pari a 60.000 m³/d, ossia 2.500 m³/h, esclusivamente per utenza civile

I due scenari differiscono anche per la portata di alimentazione alla sezione di osmosi inversa. La portata che deve approvvigionare l'impianto alla rete non differisce di molto tra i due scenari, tuttavia variando il fattore di recupero dell'impianto, tra i due scenari varia sensibilmente la portata di alimentazione.

In *Tabella 4.3* sono riportati temperatura, portata di alimentazione, portata di approvvigionamento alla rete e salinità dell'acqua di alimento relativi ai due scenari di dimensionamento presi in considerazione.

Tabella 4.3. Valori di temperatura, portata di alimentazione, portata di approvvigionamento alla rete e salinità dell'acqua di alimento relativi ai due scenari di dimensionamento presi in considerazione. Si noti che nonostante la portata da approvvigionare alla rete sia maggiore nello scenario invernale, la portata dell'acqua di alimento all'impianto è superiore nello scenario estivo, in ragione di un minor fattore di recupero dell'unità di osmosi inversa.

	Scenario		Effetto della variabile
	Inverno	Estate	
Temperatura (°C)	10	28	- Prestazioni alcune unità di pre-trattamento (p.e. Ultra Filtrazione) - Prestazioni dell'unità di osmosi inversa (p.e. pressione di alimentazione, rimozione boro)
Portata di approvvigionamento alla rete (m³/h)	2.530 (di cui 30 m³/h per utenza industriale)	2.500	Prestazioni unità di osmosi inversa
Portata di alimentazione all'impianto (m³/h)	5.981	6.188	Dimensioni unità pre-trattamento e pompe
TDS acqua di alimento all'impianto (mg/L)	38.490	38.490	Prestazioni unità di osmosi inversa

In *Figura 4.3* e *Figura 4.4* è schematizzato il bilancio di portate relativo all'impianto negli scenari considerati.

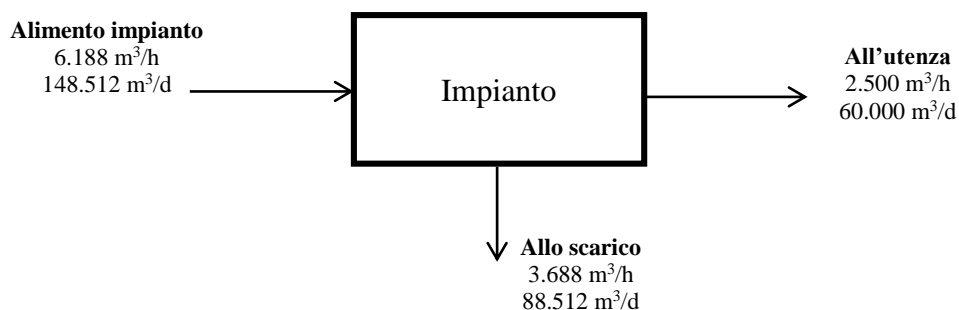


Figura 4.3. Scenario estivo: bilancio di portate relative all'intero impianto.

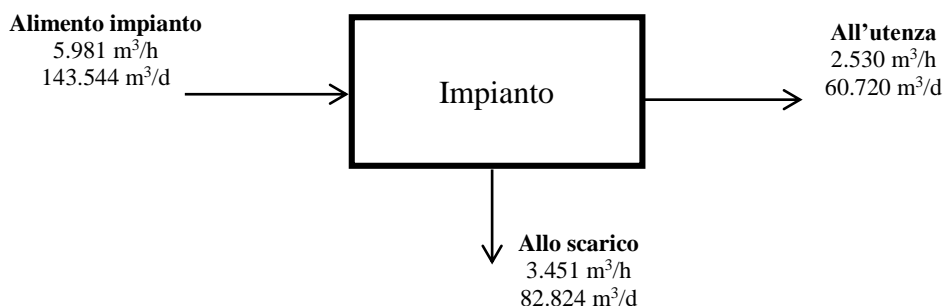


Figura 4.4. Scenario invernale: bilancio di portate relative all'intero impianto.

4.3. Linea di intake

Come visto nel *Cap. 3.1* se la presa di acqua di mare è effettuata attraverso un sistema di intake indiretto il potenziale fouling dell'acqua alimentata all'impianto sarà tipicamente inferiore, e presenterà minori fluttuazioni temporali. Questo consentirebbe in diverse situazioni di semplificare la linea dei pre-trattamenti, riducendo così i costi di investimento e di esercizio dell'impianto.

Inoltre grazie a questa soluzione di intake la temperatura dell'acqua alimentata all'impianto potrebbe risentire meno delle fluttuazioni stagionali, attenuando i picchi di massima e di minima, il che comporterebbe diversi vantaggi operativi sia nella linea di pre-trattamento, sia nella sezione di osmosi inversa (rimozione del boro).

Tuttavia a causa dell'elevata portata di alimentazione all'impianto si è dovuto necessariamente ricorrere ad soluzione di intake diretto.

Tra le possibili opzioni di intake diretto si è scelto di adottare la soluzione sub-surface intake, la quale prevede l'impiego di una condotta sottomarina per il trasferimento dell'acqua dal punto di prelievo in mare aperto all'impianto.

Tale soluzione rispetto quella di surface intake prevede un maggior costo di realizzazione, tuttavia la qualità dell'acqua alimentata all'impianto in termini di potenziale fouling risulta migliore, il che comporta notevoli benefici economici alla realizzazione e all'esercizio dell'impianto.

Non si dispone della batimetria precisa dell'area di interesse. Tuttavia si dispone della batimetria relativa al porto di Bari (*Alpelevante website*), il quale dista 1.500 – 2.000 m in linea d'aria dall'area di interesse. Da tale studio batimetrico si evince che nei primi 200 m di distanza dalla costa la profondità del fondale marino arriva a 9 – 10 m circa, mentre per distanze successive si può assumere che la profondità del fondale aumenti di circa 3 m ogni 200 m.

Si prevede di installare il punto di prelievo nel punto in cui il fondale marino arrivi ad una profondità di 22 m.

Tale scelta è effettuata al fine di rispettare le seguenti condizioni (*Cap. 3.1*):

- che la presa sia realizzata ad una altezza rialzata rispetto al fondale marino (2 – 5 m, *M. Wilf, 2007*) onde limitare l'ingresso di solidi
- che il prelievo sia effettuato ad una profondità superiore a 10 – 15 m

Sulla base del rilievo batimetrico dedotto tale profondità del fondale marino sarà raggiunta ad una distanza di circa 1.000 m dalla costa.

In *Figura 4.5* è rappresentata la condotta sottomarina di intake.

Come visto *Figura 4.2* l'impianto per ragioni di spazio è stato collocato leggermente all'interno rispetto alla costa. La condotta di presa è collegata idraulicamente ad una vasca interrata posta in prossimità della costa la quale è alimentata per gravità mediante la condotta stessa. La profondità di questa vasca è studiata in modo da assicurare un pelo libero inferiore al livello del mare in modo da garantire l'adduzione di una certa portata di acqua per mezzo della condotta, anche nei periodi di bassa marea.

In corrispondenza della vasca interrata è presente una stazione di sollevamento che ha lo scopo di trasferire il fluido all'impianto di dissalazione (*Figura 4.6*), mediante una condotta interrata lunga 900 m circa (*Figura 4.2*).

L'impianto di dissalazione si trova ad una quota di 2 – 3 m.s.l.m. La condotta interrata alimenta la vasca di intake dell'impianto (*Cap. 4.5.3.2*).

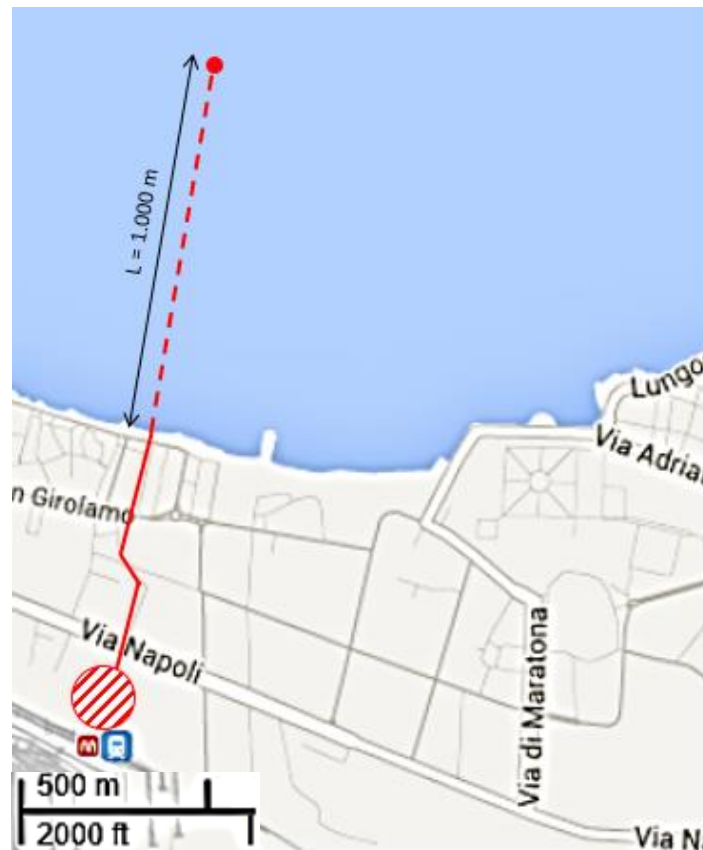


Figura 4.5. Rappresentazione planimetrica della condotta sottomarina di intake. Come visto in Figura 4.2 l'impianto per ragioni di spazio è stato collocato leggermente all'interno rispetto alla costa. La condotta di presa, rappresentata con un tratteggio, è collegata idraulicamente ad una vasca interrata posta in prossimità della costa la quale è alimentata per gravità mediante la condotta stessa. La profondità di questa vasca è studiata in modo da assicurare un pelo libero inferiore al livello del mare in modo da garantire l'adduzione di una certa portata di acqua per mezzo della condotta, anche nei periodi di bassa marea. Il collegamento idraulico tra la vasca interrata posta in prossimità della costa e l'impianto è dato da una condotta interrata, rappresentata in figura con una linea spezzata a tratto continuo.

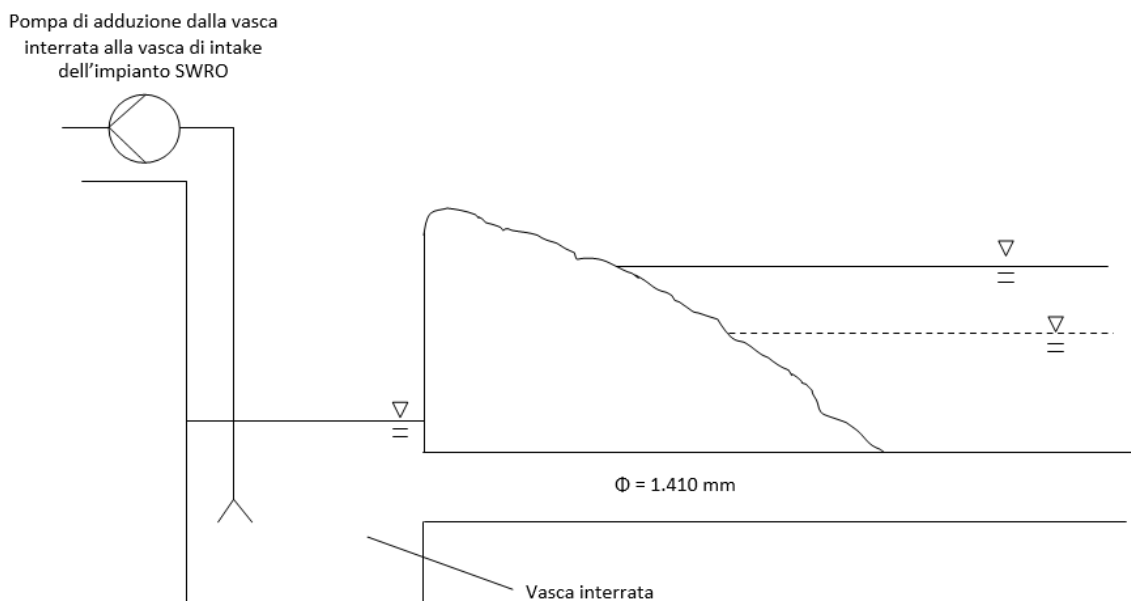


Figura 4.6. Rappresentazione della vasca interrata posta in prossimità della costa, alimentata per gravità dalla condotta sottomarina di prelievo dell'acqua di mare. In corrispondenza della vasca interrata è presente una stazione di sollevamento che ha lo scopo di trasferire il fluido all'impianto di dissalazione (Figura 4.6), mediante una condotta interrata lunga 900 m circa (Figura 4.2). L'impianto di dissalazione si trova ad una quota di 2 – 3 m.s.l.m.

In corrispondenza del punto di prelievo è localizzato un torrino che garantisce che il prelievo dell'acqua di mare sia effettuato ad una altezza di 3 m dal fondale marino. La finestra di ingresso dell'acqua nel torrino ha una altezza di 80 cm. Pertanto il prelievo d'acqua è effettuato ad una profondità di 17 – 18 m rispetto al livello del mare.

La finestra del torrino è dotata di griglie progressive di apertura 100 mm, 60 mm e 30 mm.

Il diametro del torrino è calcolato imponendo che la portata d'acqua transiti attraverso la finestra ad una velocità non superiore a 0,15 m/s (*Cap. 3.1*), applicando la seguente procedura:

$$A_{finestra} = \frac{Q_{sw}}{v_{sw}} \quad (4.1)$$

dove:

$A_{finestra}$ (m²): superficie utile di attraversamento della finestra del torrino

Q_{sw} (m³/h): portata di acqua mare di alimento all'impianto

v_{sw} (m/h): velocità di attraversamento della finestra del torrino da parte del flusso di acqua di alimento

Ricavata la superficie utile della finestra, nota la sua altezza si ricava il diametro del torrino come:

$$d_{torrino} = \frac{A_{finestra}}{h_{finestra} \cdot \pi} \quad (4.2)$$

La portata da utilizzarsi nella (4.1) è la portata relativa allo scenario estivo, ossia 6.188 m³/h, poiché è la massima portata di alimento all'impianto prevista.

Applicando la (4.1) e la (4.2) deriva che il diametro del torrino sarà di 4,6 m.

Il diametro della condotta di presa è calcolato in modo da garantire al flusso di intake una velocità di 1 – 1,5 m/s (*M. Wilf, 2007*): non troppo bassa per evitare deposito di materia, né troppo alta per evitare di avere perdite di carico eccessive.

Si sceglie di calcolare il diametro della condotta di presa in modo da garantire una velocità del flusso di 1,1 m/s, valore tra i più bassi entro il range consigliato, poiché risulta premente evitare che velocità del flusso troppo elevate provochino perdite di carico alte al punto da non consentire l'ingresso della portata desiderata (si tenga infatti presente che la vasca interrata posta in prossimità della costa è alimentata per gravità). Svolgendo i calcoli in entrambi gli scenari stagionali, al fine di garantire tale valore risulta nello scenario invernale un diametro pari a 1,39 m e nello scenario estivo pari a 1,41 m.

Si sceglie il diametro più elevato tra i due valori ricavati (1.410 mm), in modo da mettersi al riparo da eccessive perdite di carico. Risulta che nei due scenari stagionali si avranno le velocità del flusso di acqua nella condotta di presa indicate in Tabella 4.

Tabella 4.4. *Velocità del flusso d'acqua nella condotta di presa dell'impianto, nei due scenari stagionali. Il diametro della condotta è stato scelto pari a 1.410 mm. Tale velocità si mantiene entro il range consigliato 1 – 1,5 m/s (M. Wilf, 2007), in particolare verso i valori più bassi di questo range, allo scopo di contenere le perdite di carico. A tale proposito infatti si tenga presente che poiché la vasca interrata è alimentata per gravità, perdite di carico elevate potrebbero far sì che l'acqua non arrivi con la portata desiderata se non in situazioni di alta marea.*

Scenario	Portata	Velocità del flusso di acqua nella condotta di presa
	m ³ /h	m/s
Invernale	5.981	1,06
Estivo	6.188	1,1

In *Figura 4.7* sono riportate le dimensioni del torrino, il diametro della condotta e l'altezza alla quale è collocata la finestra del torrino.

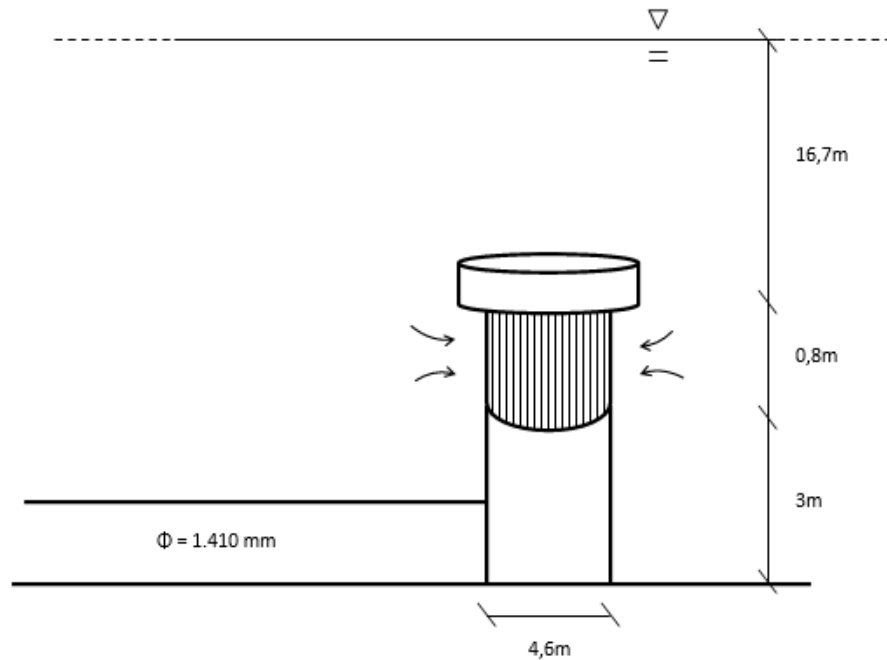


Figura 4.7. Rappresentazione del torrino adibito a convogliare l'acqua di mare nella condotta sottomarina di adduzione alla terraferma. Il torrino è posto in mare aperto, ad una distanza di 1.000 m dalla costa e ad una profondità di 22 m. In figura sono indicate anche le dimensioni del torrino. Il torrino è collegato a sinistra alla condotta di intake, dal diametro di 1.410 mm.

Ipotizzando che le perdite di carico all'interno della condotta di presa siano nell'ordine dei 15 – 20 m (Ing. Pablo Canada GE, 2013), la stazione di sollevamento (Seawater Pump, cf. Figura 6) che collega la vasca interrata con la vasca di intake deve fornire una prevalenza di circa 30 m. Ne derivano i consumi energetici indicati in Tabella 4.5.

Tabella 4.5. Potenza assorbita dalla pompa di trasferimento dell'acqua di mare dalla vasca interrata posta in prossimità della costa e la vasca di intake dell'impianto (Seawater Pump, cf. Figura 6). La pressione di mandata di tale pompa è pari a 5 bar circa. Si assume che la pompa abbia un rendimento energetico pari al 80%.

Scenario	Portata	Prevalenza fornita dalla pompa	Potenza assorbita
	m^3/h	m	kW
Invernale	5.981	30	611
Estivo	6.188	30	632

4.4. Suddivisione impianto in linee

Si prevede di suddividere l'impianto su due linee di pari dimensioni, operanti in parallelo e intercambiabili.

La suddivisione in linee è finalizzata a:

- conferire maggiore modularità all'impianto, potendo far fronte anche al blocco di una linea per le operazioni di manutenzione, oppure in risposta ad un calo nella domanda di acqua
- conferire maggiore accessibilità all'impianto per effettuare operazioni di controllo e manutenzione alle apparecchiature

4.5. Dimensionamento della linea di pretrattamento

4.5.1. **Schema di pre-trattamento adottato**

Come visto nel *Cap. 4.3* la presa di acqua è realizzata in mare aperto e vista la morfologia del fondale marino tipica del Mar Adriatico non sarà possibile realizzare la presa a gran profondità.

Di conseguenza l'acqua alimentata all'impianto sarà caratterizzata da torbidità relativamente elevata, con possibili picchi in corrispondenza di eventi quali tempeste o forti correnti (che possono determinare una risospensione del fondale marino) e fioriture algali. Si tenga presente infatti che le fioriture algali sono eventi non infrequenti nella zona, per via della natura del Mar Adriatico, caratterizzato da acque non particolarmente profonde e relativamente calde e dalla relativamente alta presenza di macronutrienti. La zona di mare in esame è piuttosto vicina al Porto di Bari, polo molto trafficato da imbarcazioni, il che comporta una presenza di oli e grassi superiore alla media.

Per queste ragioni nel presente lavoro si sceglie di adottare una soluzione di pre-trattamento a membrane di Ultra Filtrazione, poiché come visto tale soluzione è in grado di garantire, rispetto ai pre-trattamenti convenzionali, una miglior qualità dell'acqua alimentata alla sezione di osmosi inversa, in particolar modo in presenza di fluttuazioni temporali della qualità dell'acqua alimentata all'impianto. Inoltre essendo così l'acqua pre-trattata di qualità migliore in termini di potenziale fouling, sarà possibile operare nella sezione di osmosi inversa:

- con un *average flux rate* (L/m²/h) più elevato, riducendo così il numero di membrane e così i costi capitali relativi alla sezione di osmosi inversa
- con un *recovery* relativamente più alto, riducendo così i costi di esercizio relativi alle unità antecedenti l'osmosi inversa

Si sceglie di anteporre all'unità di filtrazione un'unità di flottazione (DAF), a protezione delle membrane di Ultrafiltrazione:

- da picchi di torbidità, i quali determinerebbero un incremento della frequenza delle operazioni di controlavaggio, con conseguente riduzione del fattore di recupero e del fattore di utilizzo
- dall'eventualità ancorché saltuaria di presenza di alghe, oli e grassi

Tale unità è bypassabile e operante principalmente in periodi di elevata torbidità, di presenza di alghe (bloom algali) e di oli e grassi. Il fatto che i dispositivi DAF abbiano un tempo di avviamento relativamente breve (< 45 – 60 min, *MWH, 2005*) consente di utilizzare tale unità esclusivamente qualora ve ne sia la necessità.

Lo schema impiantistico scelto per la linea di pre-trattamento, rappresentato in *Figura 4.8*, è composto dalle seguenti unità:

- Pre-clorazione mediante dosaggio di NaClO
- Vasca di polmonazione
- Grigliatura grossolana (10 mm) seguita da grigliatura fine a 3 mm
- Coagulazione in linea eseguita mediante dosaggio di FeCl₃ ed aggiustamento pH a 7,5 mediante H₂SO₄
- Flocculazione realizzata in apposita vasca miscelata
- Flottazione ad aria disciolta DAF (bypassabile)
- Microgrigliatura a 120 µm a protezione delle membrane UF
- Filtrazione con membrane di Ultra Filtrazione (UF)

- Declorazione mediante dosaggio NaHSO_3
- Dosaggio antiscalant e aggiustamento pH mediante dosaggio H_2SO_4
- Filtrazione a cartuccia ($5 \mu\text{m}$)

In testa alla linea di pre-trattamento è presente una vasca di polmonazione (intake tank), a monte della quale è dosata una soluzione di NaClO a scopo di disinfezione. La pre-clorazione è effettuata alternando fasi di clorazione in continuo e di shock chlorination.

Un sistema di pompe centrifughe poste in una camera a secco adiacente alla vasca di intake alimentano la linea dei pre-trattamenti.

Per prima cosa è effettuata una coagulazione con dosaggio di FeCl_3 . La miscelazione è realizzata tramite un miscelatore statico in linea. A monte della coagulazione è dosato H_2SO_4 allo scopo di ridurre il pH dell'acqua alimentata a tale unità ad un valore pari a 7,5. La coagulazione è seguita da flocculazione, eseguita all'interno di una vasca completamente miscelata. Le operazioni di coagulazione e flocculazione sono finalizzate allo scopo di incrementare l'efficacia della successiva operazione di flottazione ad aria disciolta (Dissolved Air Flotation), la quale realizza una riduzione della torbidità, del contenuto algale e di oli e grassi eventualmente presenti.

A seguito della flottazione l'acqua è alimentata attraverso una pompa (filtration pump) ad un'unità di filtrazione a membrana, realizzata con membrane di Ultrafiltrazione (UF) a fibre cave in modalità di alimentazione outside-in, in pressione. L'unità di Ultrafiltrazione consente una rimozione spinta della torbidità e di parte della carica microorganica presenti. A scopo di protezione da particelle grossolane che produrrebbero problemi di intasamento, e di particelle appuntite che danneggerebbero le membrane, tale unità è preceduta da una microgrigliatura a $120 \mu\text{m}$. L'acqua filtrata è accumulata in una apposita vasca (Filtrate tank): parte di quest'acqua (circa 94 %) sarà disponibile per le operazioni successive, mentre parte (circa 6%) sarà utilizzata per le operazioni di lavaggio delle membrane.

L'unità di flottazione è bypassabile: essa infatti viene impiegata nei periodi di maggior torbidità o di fioritura algale, o comunque in caso si osservi un significativo sovraccarico dell'unità di Ultrafiltrazione, reso evidente da un rapido incremento della differenza di pressione tra ingresso e uscita dell'unità di Ultrafiltrazione (Trans Membrane Pressure, TMP).

L'acqua da alimentare all'unità di osmosi inversa deve essere decolorata per evitare il rapido danneggiamento delle membrane: tale operazione è effettuata mediante dosaggio di NaHSO_3 , forte agente riducente, che oltre a ridurre il cloro esercita anche un effetto di riduzione dell'ossigeno presente, limitando così l'attività batterica nella sezione di osmosi inversa.

Sono infine dosati H_2SO_4 e antiscalant allo scopo di prevenire i problemi di incrostazione nell'unità di osmosi inversa. Il dosaggio di H_2SO_4 è appunto effettuato allo scopo di ridurre il pH ad un valore pari a 7,5 qualora si sia discostato da tale valore a seguito di fenomeni di strippaggio di CO_2 eventualmente verificatisi in fase di flottazione.

In coda alla linea dei pre-trattamenti è presente un filtro a cartuccia di taglio $5 \mu\text{m}$. Il cut-off di questo filtro è ben superiore a quello dell'unità di Ultrafiltrazione: esso infatti svolge la sola funzione di protezione dell'unità di osmosi inversa, in caso di temporanea inefficienza o perforazione delle membrane di Ultrafiltrazione.

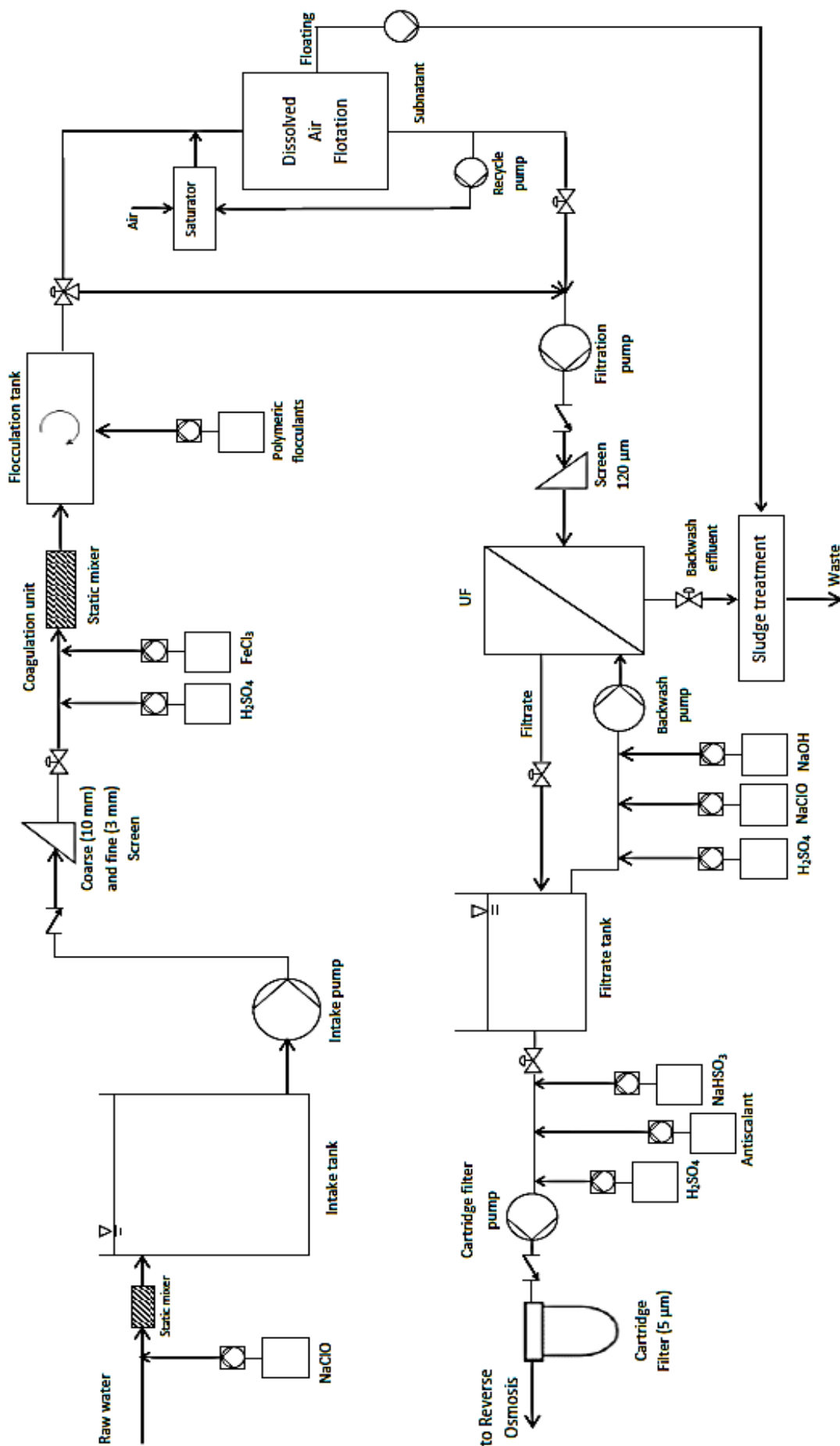


Figura 4.8. Schema a blocchi relativo alla sezione di pre-trattamento. L'acqua alimentata all'impianto è accumulata in una vasca di polmonazione (Intake tank). Il primo trattamento cui è sottoposta l'acqua è una pre-disinfezione mediante dosaggio di $NaClO$. Alle operazioni di coagulazione (mediante dosaggio di $FeCl_3$) e flocculazione segue un'unità di flottazione ad aria disciolta (DAF), bypassabile e operativa nei periodi di maggior torbidità e fioritura algale. Segue un'unità di filtrazione con membrane di Ultrafiltrazione a fibre cave in pressione, in modalità di flusso outside-in, il cui prodotto è accumulato in una apposita vasca (Filtrate tank): parte di questo prodotto (6%) è utilizzato per le operazioni di controlavaggio delle membrane UF. L'acqua è infine sottoposta a dechlorazione con $NaHSO_3$, e di riduzione del potere incrostante, mediante dosaggio di H_2SO_4 per la riduzione del pH.

4.5.2. Definizione degli scenari e delle portate

Come anticipato per il dimensionamento dell'impianto sono presi in considerazione due scenari stagionali:

- Scenario invernale: temperatura 10°C
- Scenario estivo: temperatura 28°C

I due scenari, oltre che per la temperatura, differiscono per la portata di alimentazione all'impianto, che vale:

- nello scenario estivo 6.188 m³/h
- nello scenario invernale 5.981 m³/h

La differenza di portata e di temperatura tra i due scenari determina una significativa influenza sulla linea dei pre-trattamenti. Le diverse temperature in gioco si riflettono sulle prestazioni di alcune unità di trattamento, prima fra tutte l'unità di Ultrafiltrazione.

In *Tabella 4.6* sono riportati temperatura e portata di alimentazione all'impianto (e dunque alla linea dei pre-trattamenti).

Tabella 4.6. Valori di temperatura, portata e pH dell'acqua di mare alimentata all'impianto per i due scenari presi in considerazione per il dimensionamento dei pre-trattamenti.

	Scenario		Effetto della variabile
	Inverno	Estate	
Temperatura (°C)	10	28	Prestazioni alcune unità di pre-trattamento (p.e. Ultrafiltrazione)
Portata (m ³ /h)	5.981	6.188	Dimensioni unità pre-trattamento e pompe

4.5.3. Dimensionamento delle unità di pre-trattamento

4.5.3.1. Pre-clorazione

Si effettua una pre-clorazione in testa alla linea di pre-trattamento:

- onde limitare fenomeni di crescita di biomassa batterica nelle sezioni di pre-trattamento
- onde contenere i problemi di biofouling nelle membrane di osmosi inversa

Agente disinfettante scelto è NaClO poiché di più semplice impiego e gestione rispetto a Cl₂.

La pre-clorazione è realizzata alternando le fasi di clorazione in continuo e di shock chlorination.

La clorazione in continuo consiste nel dosaggio in continuo di NaClO nel flusso di acqua di mare alimentata all'impianto, onde garantire una concentrazione di cloro residuo libero pari a 0,5 ppm (0,5 – 1 mg/L, *DOW Water – technical manual*).

Il dosaggio della soluzione di NaClO è effettuato a monte della vasca di polmonazione (*intake tank*) collocata in testa alla linea di pre-trattamento, e la miscelazione è realizzata tramite un miscelatore statico in linea (*static mixer*).

Data la variabilità temporale della portata addotta alla vasca, in conseguenza alla variabilità del dislivello presente tra il pelo libero del mare e quello della *intake tank*, un flussimetro posto nella condotta di adduzione alla vasca tramite un trasduttore invia il segnale alla pompa dosatrice, ottenendo così una regolazione del dosaggio di NaClO (*Figura 4.9*).

Inoltre un redoximetro posto all'interno della *intake tank* trasduce il segnale ad una seconda pompa dosatrice di NaClO regolandone il dosaggio in funzione della concentrazione di cloro libero rilevata nella vasca (Figura 4.9).

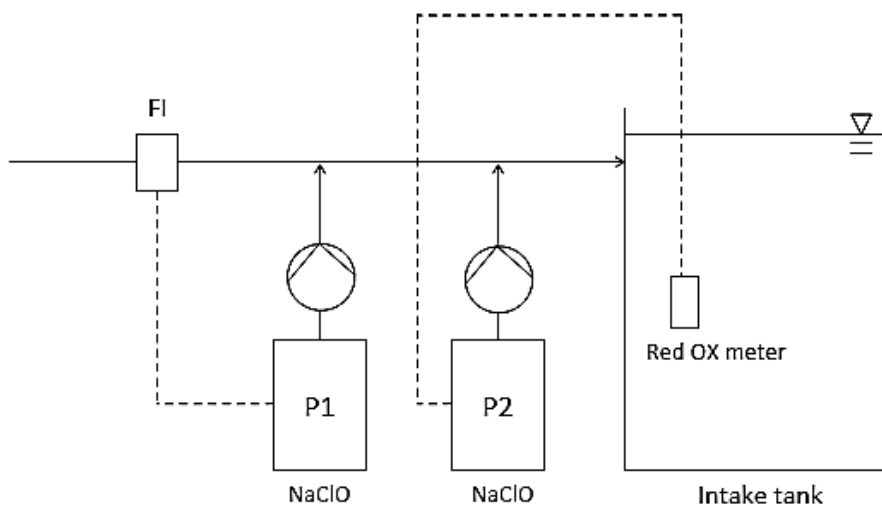


Figura 4.9. Sistema di regolazione del dosaggio di NaClO in fase di pre-clorazione. Data la variabilità temporale della portata addotta alla vasca, in conseguenza alla variabilità del dislivello presente tra il pelo libero del mare e quello della intake tank, un flussimetro (FI) posto nella condotta di adduzione alla vasca tramite un trasduttore invia il segnale alla pompa dosatrice P1, ottenendo così una regolazione del dosaggio di NaClO. Inoltre un redoximetro posto all'interno della intake tank trasduce il segnale ad una seconda pompa dosatrice di NaClO (P2) regolandone il dosaggio in funzione della concentrazione di cloro libero rilevata nella vasca.

Il tempo di contatto necessario per la reazione è di 20 – 30 min (*DOW Water – technical manual*), ampiamente garantito nella vasca di intake (*Cap. 4.5.3.2*).

Con frequenza settimanale è effettuata una shock chlorination, operazione che consiste in un intenso dosaggio di NaClO a concentrazioni di 10 ppm per la durata di 2 ore, allo scopo di ottenere un intenso effetto biocida.

In *Tabella 4.7* sono riportate le concentrazioni di cloro libero da garantire nell'acqua di mare nelle fasi di clorazione in continuo e di shock chlorination, oltre che la durata di ciascuna fase.

Tabella 4.7. Dosaggi di cloro libero e durata delle fasi di pre-clorazione in continuo e di pre-clorazione in modalità shock chlorination.

Tipo di clorazione	Dosaggio cloro libero	Durata settimanale
	ppm	Ore/settimana
In continuo	0,5	166
Shock	10	2

In *Tabella 4.8* sono indicate le caratteristiche della soluzione commerciale di NaClO utilizzata.

Tabella 4.8. Caratteristiche soluzione commerciale di NaClO utilizzata per la pre-clorazione (*La tribune du Cebedeau, 1983*).

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	12	% peso
Densità della soluzione	1.210	kg/m ³

Di seguito è effettuato il calcolo della portata di iniezione della soluzione commerciale di NaClO necessaria ad ottenere il dosaggio di cloro residuo libero desiderato. Ai fini del calcolo si assume trascurabile la

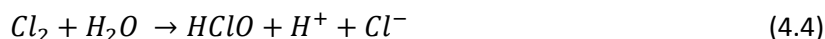
presenza di ammoniaca e sostanza organica, non disponendo di dati sufficienti a riguardo. Infatti il dosaggio di cloro libero è superiore alla concentrazione di cloro residuo libero che si ottiene in acqua, a causa del consumo di cloro ad opera della sostanza organica presente, in particolare se rapidamente ossidabile. Inoltre l'eventuale presenza di ammoniaca (tuttavia generalmente trascurabile in acqua di mare) complica ulteriormente la relazione tra dosaggio di cloro e concentrazione di cloro residuo libero, relazione che può essere esplicitata empiricamente attraverso la curva di Break-Point.

In definitiva ai fini del calcolo eseguito di seguito si assume che il dosaggio di cloro libero sia pari alla concentrazione di cloro residuo libero ottenuta in acqua, e si demanda alla fase di gestione dell'impianto la determinazione della relazione tra le due grandezze.

L'ipoclorito di sodio in acqua dissocia secondo la seguente reazione:



Il cloro residuo libero è espresso in mg/L Cl_2 . Dalle reazioni (4.4) e (4.5) si evince che 1 mol ClO^- equivale elettrochimicamente, a 1 mol Cl_2 .



Per ogni mole di $NaClO$ dosato si produce 1 mol ClO^- , che equivale elettrochimicamente a 1 mol Cl_2 , da cui si evince che 1 g $NaClO$ equivale elettrochimicamente a 0,953 g Cl_2 .

Quindi per ottenere 1 mg cloro residuo libero (espresso in massa Cl_2) sono necessari 1,05 mg $NaClO$ puro, e per garantire una concentrazione di cloro residuo libero in acqua pari a 0,5 mg Cl_2/L sono necessari 0,525 mg/L di $NaClO$ puro.

Poiché la soluzione commerciale di $NaClO$ contiene $NaClO$ al 12% in peso (*Tabella 4.8*), per ottenere 1 g $NaClO$ sono necessari 8,33 g di soluzione commerciale di $NaClO$, ossia 0,00688 L di soluzione commerciale di $NaClO$.

Nota la portata di acqua di mare in ingresso all'impianto Q_{sw} , e la concentrazione di cloro libero da garantire in acqua C_{Cl_2} , la portata di soluzione commerciale di $NaClO$ Q_{NaClO} da dosare vale:

$$Q_{NaClO} = Q_{sw} \cdot C_{Cl_2} \cdot 1,05 \frac{g NaClO}{g Cl_2} \cdot 0,00688 \frac{L_{soluz NaClO}}{g NaClO} \quad (4.6)$$

Svolgendo i calcoli per entrambi gli scenari invernale ed estivo, e relativamente alle situazioni di clorazione in continuo e shock chlorination si ottengono i seguenti risultati:

Tabella 4.9. Portata di iniezione di soluzione commerciale 12% $NaClO$ al fine di garantire un dosaggio di cloro libero nell'acqua alimentata all'impianto pari a 0,5 ppm nella fase di clorazione in continuo e pari a 10 ppm nella fase di shock chlorination.

	Portata di iniezione di soluzione commerciale 12% $NaClO$		Formula utilizzata per il calcolo
	Clorazione in continuo (0,5 ppm cloro libero)	Shock chlorination (10 ppm cloro libero)	
Scenario invernale	21,6 L/h	432,6 L/h	(4.6)
Scenario estivo	22,4 L/h	447,0 L/h	(4.6)

I risultati in *Tabella 4.9* sono ricavati applicando la (4.6), ed è attraverso la medesima relazione il PLC calcola la portata di iniezione che deve erogare la pompa dosatrice di $NaClO$ in funzione del segnale di portata ricevuto dal flussimetro.

4.5.3.2. Vasca di intake

In testa alla linea di pre-trattamenti è posta una vasca di polmonazione (*intake tank*) atta a garantire, oltre ad un effetto di omogeneizzazione ed equalizzazione, una autonomia all'impianto di alcune ore in modo da poter far fronte a periodi di cessata alimentazione dell'impianto, dovuti ad esempio a interventi di manutenzione del sistema di presa a mare, o a sversamenti improvvisi in mare di inquinanti.

Nelle comuni applicazioni il tempo di ritenzione idraulica della vasca di intake può essere notevolmente lungo, anche nell'ordine delle 24 h. Tuttavia dati gli elevati costi di realizzazione di opere così grandi, nel presente lavoro si sceglie di dimensionare la vasca di polmonazione in modo da garantire un tempo di ritenzione idraulica di almeno 5 ore (Ing. Pablo Canada GE, 2013). Poiché la portata di alimentazione all'impianto è superiore nello scenario estivo rispetto allo scenario invernale, si sceglie di dimensionare la vasca di polmonazione con riferimento alla portata alimentata all'impianto nello scenario estivo. Ne deriva che la vasca di intake dovrà avere un volume di 30.940 m³.

La vasca ha una altezza di 6 m, è dotata di 1 m di franco, è interrata per 4 m ed emerge per i restanti 2 m. Dunque la superficie complessiva della vasca sarà di 6.188 m².

Tale superficie è ripartita tra 4 vasche di polmonazione operanti in parallelo, ciascuna dalla superficie di 1.547 m. In *Tabella 4.10* sono riportate le dimensioni della vasca di polmonazione e i relativi parametri idraulici.

Tabella 4.10. Dimensioni e parametri idraulici relativi alla vasca di polmonazione (intake tank) posta in testa alla linea di pre-trattamenti.

Volume complessivo (m³)	30.940
Minimo tempo ritenzione idraulica (h)	5
Altezza (m)	6 (di cui 1 m di franco)
Altezza interrata (m)	4
Superficie complessiva (m²)	6.188
Numero di vasche in parallelo	4
Superficie di ciascuna vasca (m²)	1.547

Immediatamente a valle della vasca di intake è presente una camera a secco interrata all'interno della quale sono posizionate 6 pompe centrifughe di alimentazione della linea di pre-trattamenti (3 per ciascuna linea di pre-trattamento). La pressione di mandata di queste pompe è all'incirca pari a 2 bar.

4.5.3.3. Grigliatura

Sono presenti due sistemi di grigliatura posti in serie:

- grigliatura grossolana a 10 mm
- grigliatura fine a 3 mm

L'operazione di grigliatura è finalizzata ad una rimozione dei solidi più grossolani al fine di:

- ✓ prevenire eventuali fenomeni di abrasione alle superfici interne di tubazioni e altre apparecchiature idrauliche
- ✓ prevenire il deposito all'interno di tubazioni o altre apparecchiature idrauliche, cui potrebbero seguire fenomeni di intasamento o comunque di significativa riduzione della sezione utile di passaggio del flusso di acqua
- ✓ allungare la vita utile della griglia a 120 µm posta a protezione della sezione di filtrazione a membrana

A monte e a valle del sistema di grigliatura sono presenti dei manometri che consentono il monitoraggio delle perdite di carico subite dal fluido. Con il passare del tempo le griglie subiranno un progressivo sporcamento, in seguito al quale si osserverà un aumento delle perdite di carico.

Raggiunto un livello massimo di perdite di carico ammissibile si interviene con la pulizia della griglia, oppure con la sua sostituzione se la semplice pulizia non consente di ripristinare le condizioni iniziali.

4.5.3.4. Coagulazione, flocculazione e aggiustamento pH

Come agente coagulante si sceglie di utilizzare FeCl_3 , grazie alla maggior efficacia come coagulante e grazie alla maggior stabilità del idrossido ferrico rispetto all'idrossido di alluminio (Cap. 3.2.2.1). Queste caratteristiche consentono di effettuare una efficace coagulazione pur a basso dosaggio di coagulante.

Ottenere una efficace coagulazione pur contenendo il dosaggio di coagulante e garantire stabilità ai fiocchi di coagulante sono aspetti ritenuti importanti se si tratta di una operazione di pretrattamento al processo di osmosi inversa, perché così facendo si limita il rischio scaling ai danni delle membrane RO.

Inoltre il coagulante ferrico produce fiocchi maggiormente resistenti rispetto ai coagulanti di alluminio, caratteristica ritenuta importante data la presenza della unità di flottazione ad aria disciolta.

È per queste ragioni che si è preferito l'impiego di un coagulante a base di ferro piuttosto che a base di alluminio.

La minima solubilità del idrossido ferrico si ha per pH pari a 8, ma operando ad un pH inferiore (6 – 6,5 Withers, 2005) si incrementerebbe la rimozione della sostanza organica per adsorbimento sul fiocco. La solubilità dei fiocchi di $\text{Fe}(\text{OH})_3$ si mantiene comunque accettabile per tali valori di pH, nonostante si discostano dal valore 8 (in MWH, 2005, si indica un campo di pH accettabile per la coagulazione compreso tra 5 e 8,5). Questo consente di lavorare a pH inferiore a 8 non compromettendo l'efficacia della coagulazione e incrementando la rimozione della sostanza organica, la quale creerebbe problemi di fouling nella sezione di osmosi inversa.

Per le ragioni sopraesposte la tendenza sarebbe dunque quella di operare con pH più basso rispetto a 8. Tuttavia ai fini di ridurre i costi nella sezione di osmosi inversa si è scelto di realizzare il processo di osmosi inversa a pH pari a 7,5.

Teoricamente si potrebbe operare nei pre-trattamenti con pH inferiore a 7,5 e dosare NaOH a monte della sezione di osmosi inversa per portare il pH ai valori desiderati. Tuttavia per ragioni economiche si è preferito realizzare anche i pre-trattamenti a pH 7,5.

Il pH dell'acqua di mare alimentata all'impianto è mediamente pari a 8: si effettua dunque un aggiustamento del pH sino a valori pari a 7,5 mediante dosaggio di una soluzione al 93% di H_2SO_4 a monte della fase di coagulazione. Si è preferito l'impiego di H_2SO_4 in quanto più semplicemente gestibile rispetto a HCl.

Le caratteristiche della soluzione commerciale di H_2SO_4 sono riportate nella seguente tabella.

Tabella 4.11. Titolo e densità della soluzione commerciale di H_2SO_4 utilizzata per l'aggiustamento del pH a monte della coagulazione sino a valori pari a 7,5 (La tribune du Cebedeau, 1983).

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	93	% peso
Densità della soluzione	1.833	kg/m ³

Per il calcolo del dosaggio di H_2SO_4 necessario ad ottenere l'aggiustamento del pH sino al valore pari a 7,5, sulla base della temperatura e della composizione chimica dell'acqua di alimento, è possibile utilizzare i risultati del software del processo di osmosi inversa (*Capitolo 4.7.10*). L'utilizzo del software, rispetto alla procedura manuale consente di ottenere risultati decisamente più accurati.

I risultati ottenuti per il dosaggio di H_2SO_4 in entrambi gli scenari è riportato in *Tabella 4.12*.

La portata di iniezione della soluzione commerciale di H_2SO_4 $Q_{H_2SO_4}$ si ricava come:

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{Q_{sw} \cdot \frac{H_2SO_{4water}}{TS\%}}{\rho_{soluz}} \quad (4.7)$$

dove:

Q_{sw} (m^3/h): portata di acqua di mare

H_2SO_{4water} (ppm): dosaggio di acido solforico puro necessario ad ottenere il valore di pH desiderato

TS%: titolo della soluzione commerciale di acido solforico (*Tabella 4.11*)

ρ_{soluz} (kg/m^3): densità della soluzione commerciale di acido solforico (*Tabella 4.7*)

Applicando la (4.7) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato nella in *Tabella 4.12* relativamente ad entrambi gli scenari.

Tabella 4.12. *Dosaggio di H_2SO_4 e portata di iniezione di soluzione commerciale 93% H_2SO_4 al fine di garantire una riduzione del pH da 8 a 7,5 nell'acqua di mare da sottoporre a coagulazione, relativamente ad entrambi gli scenari stagionali. Il dosaggio di H_2SO_4 è ricavato mediante elaborazione con software del processo RO (Capitolo 4.7.10), mentre la portata di iniezione è ricavata mediante la (4.7).*

	Q_{sw}	Dosaggio H_2SO_4 puro	Portata di iniezione di soluzione commerciale 93% H_2SO_4	Formula utilizzata per il calcolo
	m^3/h	ppm	L/h	
Scenario invernale	5.981	7,9	27,7	(4.7)
Scenario estivo	6.188	14,1	51,2	(4.7)

I valori indicati in *Tabella 4.12*, ricavati mediante la procedura teorica illustrata, hanno esclusivamente valore indicativo, poiché:

- Le caratteristiche dell'acqua di mare di alimento, in termini di temperatura, alcalinità e pH, modificano nel tempo, e di conseguenza deve modificare il dosaggio di H_2SO_4 necessario a stabilizzare il pH al valore desiderato
- La formazione di idrossido ferrico a seguito del dosaggio di coagulante genera una lieve riduzione del pH (0,1 – 0,3 punti, *M. Wilf, 2007*) in funzione dell'alcalinità presente e del dosaggio di coagulante, riducendo così il dosaggio di H_2SO_4 necessario a realizzare la riduzione di pH desiderata

Di conseguenza la portata di iniezione da parte della pompa dosatrice della soluzione commerciale di H_2SO_4 è calibrata sulla base di un segnale inviato da un pH-metro posto a valle dell'unità di coagulazione.

La coagulazione è realizzata mediante dosaggio di una soluzione commerciale di $FeCl_3$ aventi le caratteristiche indicate nella seguente tabella.

Tabella 4.13. Titolo e densità della soluzione commerciale di FeCl₃ utilizzata per la coagulazione (La tribune du Cebedeau, 1983).

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	40	% peso
Densità della soluzione	1.425	kg/m ³

La miscelazione è garantita da un miscelatore statico in linea, del quale è rappresentato uno schema di funzionamento in *Figura 4.10*.

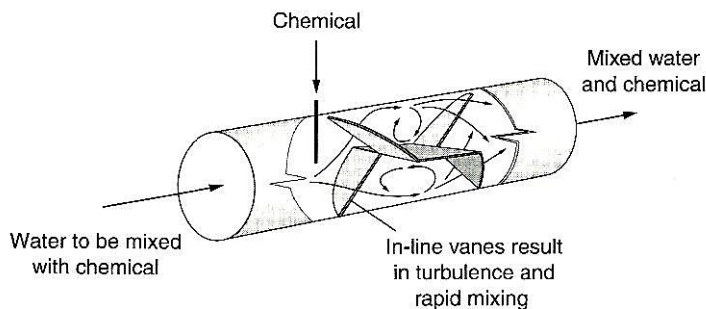


Figura 4.10. Miscelatore statico, sistema utilizzato per la coagulazione in linea nel presente impianto (MWH, 2005).

Nei periodi in cui la flottazione è operativa il dosaggio di FeCl₃ è pari a 10 mg/L (Voutchkov, 2010). Nei periodi in cui la flottazione è bypassata la coagulazione e la flocculazione sono comunque effettuate, visti i vantaggi evidenziati nel *Cap. 4.5.3.7*, e il dosaggio di FeCl₃ utilizzato è di 5 ppm (Ing. Pablo Canada GE, 2013).

I dosaggi di FeCl₃ impostati in fase di progetto potranno essere successivamente modificati in fase di gestione dell'impianto sulla base di prove jar test allo scopo di:

- Massimizzare l'efficacia della coagulazione
- Evitare che eccessivi dosaggi coagulante portino ad un rapido intasamento delle membrane ad opera del ferro disciolto residuo a valle dell'operazione di coagulazione

Si procede ora con il calcolo della portata di iniezione della soluzione commerciale di FeCl₃.

Per ottenere 1 g FeCl₃ puro sono necessari 2,5 g soluz. comm. FeCl₃, corrispondenti a 1,75 L soluz. comm. FeCl₃.

La portata di soluzione commerciale di FeCl₃ Q_{FeCl_3} da iniettare si ricava come:

$$Q_{FeCl_3} = \frac{Q_{sw} \cdot C_{FeCl_3}}{\frac{TS\%}{\rho_{soluz}}} \quad (4.8)$$

dove:

Q_{sw} (m³/h): portata di acqua di mare

C_{FeCl_3} (ppm): dosaggio di cloruro ferrico puro

TS%: titolo della soluzione commerciale di cloruro ferrico (*Tabella 4.13*)

ρ_{soluz} (kg/m³): densità della soluzione commerciale di cloruro ferrico (*Tabella 4.13*)

Applicando la (4.8) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato nella seguenti tabelle relativamente ad entrambi gli scenari.

Tabella 4.14. Portata di iniezione di soluzione commerciale 40% FeCl₃ in coagulazione, onde garantire un dosaggio di 10 ppm di coagulante. Tale dosaggio è effettuato nei periodi in cui l'unità di flottazione è operativa.

	Q_{sw}	Dosaggio FeCl₃ puro	Portata di iniezione di soluzione commerciale 40% FeCl₃	Formula utilizzata per il calcolo
	<i>m³/h</i>	<i>ppm</i>	<i>L/h</i>	
Scenario invernale	5.981	10	104,9	(4.8)
Scenario estivo	6.188	10	108,6	(4.8)

Tabella 4.15. Portata di iniezione di soluzione commerciale 40% FeCl₃ in coagulazione, onde garantire un dosaggio di 5 ppm di coagulante. Tale dosaggio è effettuato nei periodi in cui l'unità di flottazione NON è operativa, ed è bypassata.

	Q_{sw}	Dosaggio FeCl₃ puro	Portata di iniezione di soluzione commerciale 40% FeCl₃	Formula utilizzata per il calcolo
	<i>m³/h</i>	<i>ppm</i>	<i>L/h</i>	
Scenario invernale	5.981	5	52,5	(4.8)
Scenario estivo	6.188	5	54,3	(4.8)

Il PLC attraverso la (4.8), sulla base del segnale ricevuto da un flussimetro modula la portata di iniezione della pompa dosatrice della soluzione commerciale di FeCl₃ in modo da garantirne il dosaggio desiderato. La flocculazione è realizzata all'interno una apposita vasca di miscelazione anteposta alla DAF. La flottazione ad aria disciolta richiede tipicamente fiocchi di dimensioni più piccole e bassa densità, e pertanto (MWH, 2005):

- La durata della flocculazione può essere ridotta rispetto ai classici valori. In MWH, 2005 si indica una durata della flocculazione a monte della DAF nelle operazioni a piena scala pari a 10 – 15 min, mentre in Edzwald, 2010 pari a 10 min.
- Si opera una miscelazione più intensa rispetto ai tipici valori: il gradiente medio di velocità all'interno dell'idromassa è pari a 50 – 100 s⁻¹ (MWH, 2005, Edzwald, 2010)
- È possibile non utilizzare polimeri sintetici come coadiuvanti per la coagulazione e la flocculazione, o comunque è possibile impiegarli in dosaggi inferiori alla normale flocculazione. Questo è un vantaggio, perché riduce il consumo di chemicals e così i relativi costi, e perché i polimeri se non adeguatamente rimossi nell'unità di separazione solido-liquido possono creare problemi nell'unità di osmosi inversa

Basandosi sui valori di letteratura si sceglie di operare con una durata della flocculazione di 10 min. Una durata superiore farebbe aumentare i costi relativi all'operazione di flocculazione e servirebbe ad ottenere fiocchi di dimensioni superiori, risultato qui indesiderato.

Si sceglie di effettuare la miscelazione con un gradiente medio di velocità (G) di 60 s⁻¹, e di coadiuvare la flocculazione con un dosaggio di 1,5 ppm di soluzione commerciale di flocculanti polimerici (Ing. Pablo Canada GE, 2013). Polimeri utilizzati sono leggermente anionici, allo scopo di operare in maniera sinergica con il coagulante. Si è scelto di impiegare coagulante ferrico in sinergia con polimeri anionici piuttosto che impiegare polimeri cationici con funzione di coagulante e flocculante, perché un eccessivo dosaggio di quest'ultimi potrebbe provocare problemi di fouling in osmosi inversa, a causa della formazione di complessi con gli antiscalant.

Caratteristiche della soluzione commerciale di polimeri utilizzati in flocculazione, Solisep MPT104, prodotto distribuito da GE, sono riassunte in Tabella 4.16.

Tabella 4.16. Densità della soluzione commerciale di polimeri utilizzata in flocculazione. Si tratta del prodotto Solisep MPT104, distribuito da GE. Il prodotto è liquido e non richiede diluizione con acqua (Ing. Pablo Canada GE, 2013).

	Valore	Unità di misura
Densità della soluzione	1.015	kg/m ³

Poiché la soluzione commerciale di flocculanti polimerici è liquida e non richiede diluizione con acqua la portata di soluzione commerciale Q_{poly} da iniettare si ricava come:

$$Q_{poly} = \frac{Q_{sw} \cdot C_{poly}}{\rho_{poly} - C_{poly}} \quad (4.9)$$

dove:

Q_{sw} (m³/h): portata di acqua di mare

C_{poly} (ppm): dosaggio della soluzione commerciale di flocculanti polimerici Solisep MPT104

ρ_{poly} (mg/L): densità della soluzione commerciale di flocculanti polimerici utilizzata (Tabella 4.16)

Applicando la (4.9) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato in Tabella 4.17 relativamente ad entrambi gli scenari. Il dosaggio è lo stesso sia nei periodi in cui l'unità di flottazione è operativa, sia nei periodi in cui è bypassata.

Tabella 4.17. Portata di iniezione di soluzione commerciale di flocculanti polimerici, onde garantirne un dosaggio di 1,5ppm. Tale dosaggio è effettuato sia nei periodi in cui l'unità di flottazione è operativa, sia nei periodi in cui è bypassata.

	Q_{sw}	Dosaggio soluzione commerciale di flocculanti polimerici	Portata di iniezione di soluzione commerciale di flocculanti polimerici	Formula utilizzata per il calcolo
	<i>m³/h</i>	<i>ppm</i>	<i>L/h</i>	
Scenario invernale	5.981	1,5	8,8	(4.9)
Scenario estivo	6.188	1,5	9,1	(4.9)

Il PLC attraverso (4.9), sulla base del segnale ricevuto da un flussimetro modula la portata di iniezione della pompa dosatrice della soluzione commerciale di polielettroliti in modo da garantirne il dosaggio desiderato. In flocculazione la miscelazione è effettuata attraverso turbine ad asse verticale, soluzione preferita agli agitatori ad asse orizzontale in quanto:

- più idonee al caso poiché più adatte a realizzare gradienti di velocità più intensi, necessari nel momento in cui si debba realizzare fiocchi di piccole dimensioni
- di più semplice gestione in quanto per la manutenzione non richiedono la messa fuori servizio della vasca

La regolazione della velocità di rotazione della turbina, è garantita dalla presenza di un inverter, in modo di poterla calibrare secondo le necessità specifiche, a seconda del gradiente di velocità che si vuole ottenere o a seconda della temperatura dell'acqua.

La girante utilizzata garantisce un flusso assiale all'acqua nel bacino, diretto dall'alto verso il basso, come in Figura 4.11. L'utilizzo della girante con induzione del flusso assiale è preferito rispetto all'utilizzo della girante con induzione del flusso radiale perché la seconda può provocare più facilmente la rottura dei fiocchi (Van't Reit et al., 1976). Il flusso diretto dall'alto verso il basso è preferito rispetto alla soluzione con flusso dal basso verso l'alto perché aiuta a mantenere meglio in sospensione le particelle fiocose (MWH, 2005).

Tipo di girante utilizzata è elica tripale ad aliscafo, dove le pale sono inclinate rispetto all'orizzontale e dotate di curvatura, come in *Figura 4.11*.

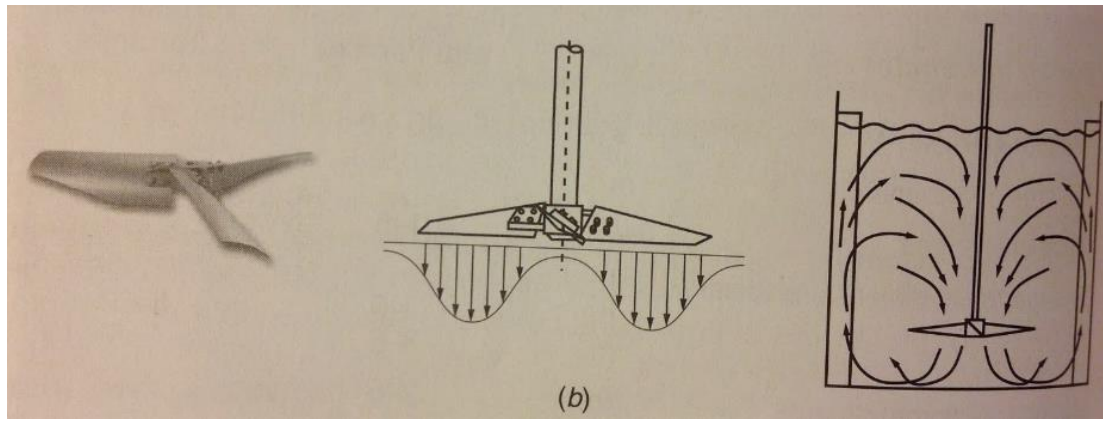


Figura 4.11. Rappresentazione di una girante tripale ad aliscafo (a sinistra), rappresentazione schematica del profilo di velocità indotto al fluido in prossimità delle pale (al centro) e rappresentazione schematica del flusso indotto all'interno della vasca di miscelazione ad opera della girante ad asse verticale, tripale ad aliscafo (a destra). (MWH, 2005).

La vasca di miscelazione ha pianta a forma quadrata, con lato di lunghezza 4 m, e ciascuna linea è organizzata secondo due vasche di flocculazione poste in serie, soluzione che consente di minimizzare il rischio di corto circuitazioni e che consente di regolare in modo differenziale la velocità di rotazione della girante nelle due vasche al fine di ottimizzare l'operazione di flocculazione, secondo quanto stabilito in fase di gestione dell'impianto (MWH, 2005). In corrispondenza di due lati della vasca sono presenti dei deflettori allo scopo di evitare l'instaurarsi di un modo vorticoso che ridurrebbe l'efficacia della miscelazione e quindi della flocculazione. Ciascun deflettore si protende per il 10% della lunghezza del lato della vasca. La profondità della vasca è di 4 m (inferiore a 5 m, come suggerito in Kawamura, 2000). Dovendo garantire un tempo di ritenzione di 10 minuti si ricava il volume totale necessario della vasca di flocculazione come:

$$V_{floc} = Q_{sw} \cdot t_r \quad (4.10)$$

dove:

Q_{sw} (m^3/h): portata di acqua di mare

V_{floc} (m^3): volume complessivo destinato alla flocculazione

t_r (h): durata della flocculazione, scelto pari a 10 min, ossia 0,167 h

Poiché la portata di acqua di mare da sottoporre a flocculazione è massima in estate, per il calcolo del volume attraverso la (4.10) si utilizza come portata (Q_{sw}) quella relativa allo scenario estivo.

Noto il volume di ciascuna linea di flocculazione (V_{linea}), dato da due vasche di forma cubica di lato 4 m, si ricava il numero di linee di flocculazione necessario (N_{linee}) come:

$$N_{linee} = \frac{V_{floc}}{V_{linea}} \quad (4.11)$$

Applicando la (4.10) e la (4.11) si ottiene quanto segue.

Tabella 4.18. Dimensioni vasche di flocculazione e numero di linee.

Voce	Dimensione	U.M.
Superficie singola vasca	16	m ²
Profondità	4	m
Volume singola vasca	64	m ³
Numero di vasche in serie per ciascuna linea	2	
Volume ciascuna linea	128	m ³
Q _{sw}	6.188	m ³ /h
t _r scelto	0,167	h
Volume complessivo necessario per flocculazione (V_{flocc})	1.031	m ³
Numero di linee di flocculazione	8	

Dal numero di linee di flocculazione adottato deriva che la durata effettiva del processo di flocculazione nello scenario estivo, scenario di massima portata transigente, è di 9,9 min.

Nello scenario invernale la portata è inferiore, e così la durata di flocculazione sarà leggermente superiore, e pari a 10,3 min.

Qualora una singola linea di flocculazione non sia operativa per l'effettuazione delle operazioni di manutenzione, nelle condizioni di massima portata transigente il tempo di residenza nella vasca sarebbe di 8,7 min, di poco inferiore al valore consigliato di 10 min.

Ciascuna delle due linee di pre-trattamento è composta da 4 linee di flocculazione.

Si procede ora con il dimensionamento della girante di miscelazione.

La girante è collocata ad una profondità pari a 2/3 la profondità della vasca (MWH, 2005), e dunque ad una profondità di 2,7 m.

Il diametro della girante è pari a 0,45 il diametro equivalente della vasca (MWH, 2005). Poiché il diametro equivalente della vasca è di 4,5 m, allora il diametro della girante sarà pari a 2 m.

In Figura 4.12 è schematizzata una singola vasca con girante.

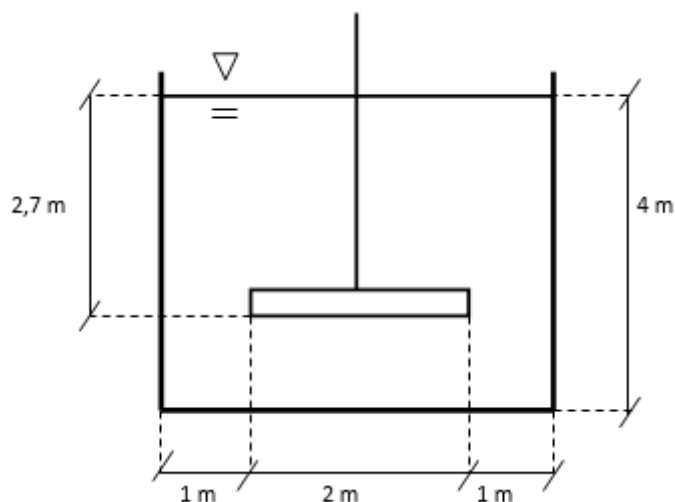


Figura 4.12. Schema di una singola vasca di flocculazione, con girante e relative dimensioni.

A partire dal gradiente medio di velocità stabilito per l'effettuazione della flocculazione si procede con il calcolo della potenza P_{idr} da disperdere nell'idromassa al fine di ottenere il valore di G (s^{-1}) desiderato. La formula utilizzata è la seguente:

$$P_{idr} = G^2 \cdot \mu \cdot V \quad (4.12)$$

dove:

G (s^{-1}): gradiente medio di velocità, scelto pari a $60 s^{-1}$

μ : viscosità dinamica dell'acqua $kg/m/s$

V (m^3): volume di ciascuna vasca di flocculazione, pari a $64 m^3$ (Tabella 4.18)

Applicando la (4.12) nei due scenari stagionali si ottiene quanto segue.

Tabella 19. Valori di potenza da disperdere nell'idromassa ottenuti dall'applicazione della (12).

Scenario	μ (kg/m/s)	G (s^{-1})	V (m^3)	P_{idr} (W)	Formula utilizzata
Invernale	$1,3 \cdot 10^{-3}$	60	64	299	(4.12)
Estivo	$8,9 \cdot 10^{-4}$	60	64	205	(4.12)

Assumendo un rendimento complessivo (meccanico ed elettrico) del sistema di miscelazione pari al 80% ne deriva che la potenza assorbita da ciascun dispositivo di miscelazione ($P_{el, each}$) e dall'intero sistema di miscelazione ($P_{el, tot}$) composto da 16 dispositivi di miscelazione valgono:

Tabella 20. Potenza assorbita da ciascun dispositivo di miscelazione ($P_{el, each}$) e dall'intero sistema di miscelazione ($P_{el, tot}$).

Scenario	P_{idr} (W)	$P_{el, each}$ (W)	$P_{el, tot}$ (kW)
Invernale	299	374	6,0
Estivo	205	256	4,1

Si calcola infine il massimo numero di giri N (o frequenza di rotazione) compiuto dalla girante come:

$$N = \sqrt[3]{\frac{P_{idr}}{N_p \cdot \rho \cdot D^5}} \quad (4.13)$$

dove a parte i termini di significato noto:

N (giri/s) : frequenza di rotazione delle pale

N_p (-) : numero di potenza dell'agitatore, funzione della forma della girante, che per il caso in esame vale 0,25 (MWH, 2005)

ρ (kg/m^3) : densità dell'acqua, che nel caso in esame vale $1.025 kg/m^3$

D (m) : diametro della girante

Applicando la (4.13) in entrambi gli scenari stagionali si ottiene quanto riportato nella seguente tabella.

Tabella 21. Calcolo del numero di giri della girante (N) in entrambi gli scenari stagionali, così come desunto dalla (13).

Scenario	P_{idr} (W)	N_p (-)	ρ (kg/m^3)	D (m)	N (giri/min)	Formula utilizzata
Invernale	299	0,25	1.025	2	19,9	(4.13)
Estivo	205	0,25	1.025	2	17,5	(4.13)

Come ci si poteva aspettare in inverno, data la maggior viscosità, sarà maggiore la potenza da dissipare nell'idromassa per ottenere un dato gradiente di velocità, e così la frequenza di rotazione della girante: da qui l'utilità dell'installazione di un inverter che regoli la velocità di rotazione delle pale in funzione delle esigenze specifiche.

4.5.3.5. Flottazione ad aria disciolta

In Figura 4.13 è rappresentata schematicamente l'unità di flottazione ad aria disciolta.

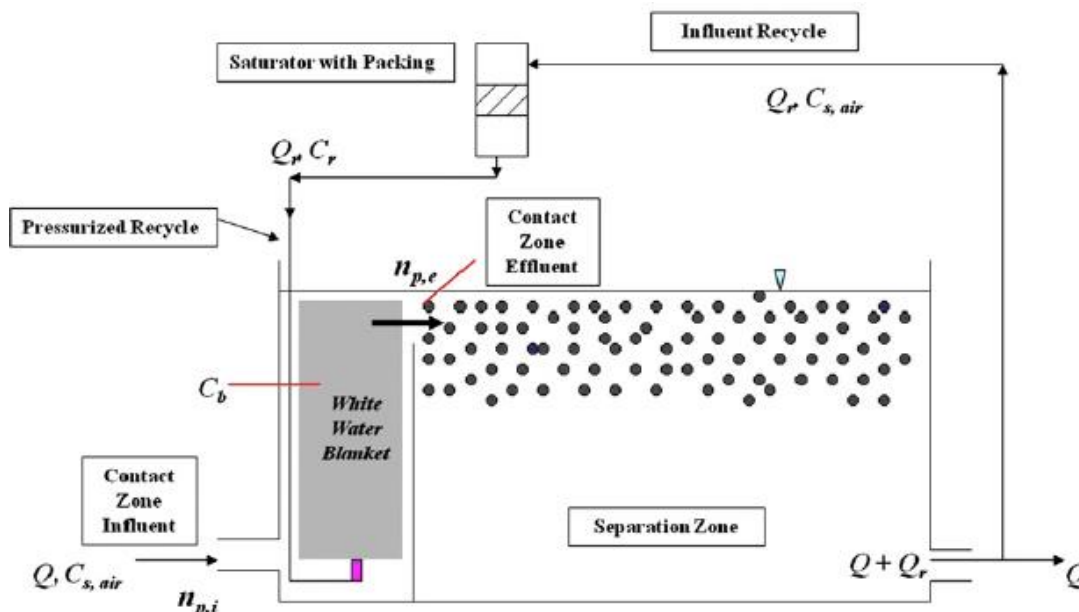


Figura 4.13. Schema unità di flottazione ad aria disciolta. (Edzwald, 2010)

Sulla base di quanto riportato in letteratura (Edzwald, 2010, MWH, 2005) e in impianti reali (Petry et al., 2007) si decide di alimentare l'unità di flottazione con un carico idraulico nominale C_{i_nom} di $25 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ($10 - 40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$, dove i valori più alti sono la tendenza più recente). Si sceglie di operare con un carico idraulico abbastanza elevato tra quelli suggeriti in modo da ridurre i costi relativi a tale unità, d'altra parte questa precede un'unità di filtrazione a membrana.

Si ricava così la superficie necessaria per la flottazione A_{TOT} (Edzwald, 2007):

$$A_{TOT} = \frac{Q_{in}}{C_{i_nom}} = \frac{6.188 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 248 \text{ m}^2 \quad (4.14)$$

Si osservi che nella (4.14) che per il calcolo della superficie necessaria si è utilizzata la portata relativa allo scenario estivo, poiché più elevata di quella relativa allo scenario invernale.

La superficie di ciascuna vasca è di 60 m^2 (Petry et al., 2005), per cui si sceglie di suddividere l'unità di flottazione in 4 linee operanti in parallelo. La superficie totale effettiva per l'unità di flottazione è dunque 240 m^2 , e C_{i_nom} effettivo sarà:

$$C_{i_nom_eff} = \frac{Q_{in}}{A_{TOT,eff}} = \frac{6.188 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{240 \frac{\text{m}^2}{\text{h}}} = 25,8 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (4.15)$$

Ciascuna delle due linee di pre-trattamento costituenti l'impianto sarà dunque costituita da 2 unità di flottazione operanti in serie, ciascuna preceduta da 2 vasche di flocculazione.

La lunghezza della vasca di flottazione è scelta pari a 10 m (< 11 , MWH, 2005) e di conseguenza la larghezza è 6 m . A tal proposito è bene tener presente che più lunga è la vasca più si rischia di incrementare le dimensioni delle bolle per coalescenza e ridurre così l'efficienza della DAF.

La profondità della vasca è scelta pari a 3 m ($1,5 - 3 \text{ m}$, MWH, 2005; $2 - 3,5 \text{ m}$, Edzwald, 2010).

Risulta una velocità di cross-flow pari a 86 m/h circa, valore che rispetta il range consigliato di $18 - 100 \text{ m/h}$ (MWH, 2005).

Il tasso di ricircolo è scelto pari al 8% (6 – 12%) di acqua chiarificata e la pressione di saturazione pari 500 kPa (400 – 600 kPa) (Edzwald, 2010). La portata del flusso di ricircolo è dunque 495 m³/h nello scenario estivo e 478,5 m³/h nello scenario invernale.

Numero di pompe di riciclo utilizzate sono 2, una per ciascuna linea di pre-trattamento, e la pressione di mandata è pari a 5 bar, poiché si deve tenere garantire una pressione di saturazione pari a 5 bar. In *Tabella 4.22* sono riassunti i parametri operativi e le dimensioni relative all'unità DAF.

Tabella 22. Parametri operativi e dimensioni relative all'unità di flottazione ad aria disciolta.

Parametro	Valore
Carico idraulico nominale (m/h)	25
Numero di unità di flottazione in parallelo	4
Numero di unità di flottazione per ciascuna linea di pre-trattamento	2
Lunghezza singola vasca di flottazione (m)	10
Larghezza singola vasca di flottazione (m)	6
Altezza singola vasca di flottazione (m)	3
Tasso di ricircolo	8%
Pressione di saturazione (kPa)	500

Qualora una vasca di flottazione non sia operativa per l'effettuazione delle operazioni di manutenzione, nelle condizioni di massima portata transitante il carico idraulico sarebbe di 35 m/h, inferiore al valore massimo consigliato di 40 m/h.

Il sistema dunque può operare in condizioni operative corrette anche durante i periodi di manutenzione.

4.5.3.6. Micro grigliatura

Le membrane di filtrazione sono protette da una grigliatura in genere di 120 µm, in modo da prevenirle da danneggiamento fisico, che potrebbe essere provocato ad esempio dalla presenza di piccoli oggetti taglienti, quali ad esempio frammenti di conchiglie.

A monte e a valle del sistema di micro grigliatura sono presenti dei manometri che consentono il monitoraggio delle perdite di carico subite dal fluido. Con il passare del tempo la griglia subirà un progressivo sporcamento, in seguito al quale si osserverà un aumento delle perdite di carico.

Raggiunto un livello massimo di perdite di carico ammissibile si interviene con la pulizia della griglia, oppure con la sua sostituzione se la semplice pulizia non consente di ripristinare le condizioni iniziali.

4.5.3.7. Filtrazione a membrana

Per la filtrazione a membrane si sceglie di impiegare membrane UF piuttosto che di MF in ragione delle maggiori prestazioni di filtrazione, preservando così maggiormente l'unità RO da rischio fouling.

Membrane di filtrazione utilizzate sono di tipo a fibre cave, assemblate in moduli verticali.

Si sceglie di effettuare l'Ultra Filtrazione mediante un sistema pressurizzato, poiché tale sistema rispetto a quello sommerso:

- ✓ Consente di ridurre il numero di membrane, e così i costi capitali dell'impianto, poiché il sistema pressurizzato consente di operare con un flusso specifico trans membrana più elevato rispetto al sistema a vuoto
- ✓ È meno ingombrante poiché non richiede la presenza della vasca in cui immergere le membrane e la camera del vuoto
- ✓ Consente di operare in un più ampio range di pressione trans membrana (TMP) e quindi di tollerare meglio condizioni critiche quali le condizioni invernali o di picco di torbidità nell'acqua influente, che riducendo il flusso specifico ottenibile a parità di TMP riduce la durata del ciclo di funzionamento, fatto che ridurrebbe il fattore di recupero del processo e che nelle situazioni più critiche potrebbe addirittura ridurre la disponibilità dell'impianto

Inoltre si sceglie di operare in modalità di flusso outside-in, che rispetto alla soluzione inside-out presenta i seguenti vantaggi:

- ✓ Consente di garantire stabili performance in qualsiasi range di torbidità perché il rischio di intasamento è praticamente nullo
- ✓ Maggior fattore di recupero del processo, perché il flusso specifico di contro lavaggio è più basso

Materiale utilizzato per le membrane di Ultrafiltrazione è il PVDF (Polyvinylidene fluoride), poiché rispetto al PES (Polyethersulphone) è maggiormente tollerante alla presenza di cloro, il quale è utilizzato sia in pre-clorazione (anche in dosaggi particolarmente elevati durante la shock chlorination) sia per il lavaggio periodico delle membrane CEB (Chemical Enhanced Backwash).

Sulla base di queste considerazioni, tecnologia di Ultrafiltrazione che si sceglie di impiegare è ZeeWeed 1500, prodotta da GeWater, rappresentata in *Figura 4.14*.



Figura 4.14. Modulo di membrana (vessel) contenente le fibre cave di Ultrafiltrazione e blocco costituito da 12 moduli. (Ge water website)

Sebbene a monte della filtrazione a membrana non sia sempre necessario effettuare coagulazione e flocculazione, si decide di effettuare ugualmente tali operazioni, in quanto:

- migliora il flusso di acqua attraverso la membrana UF, poiché il cake layer è meno compatto
- si ha un certo effetto di rimozione della sostanza organica grazie ad una azione di adsorbimento operata dai fiocchi formati, attenuando così il biofouling ai danni delle membrane UF e RO

Nei periodi in cui la flottazione è operativa a valle di tale unità può essere utile dosare FeCl_3 in modo da agire sulla torbidità eventualmente sfuggita all'unità di flottazione sarebbe di 5 ppm.

La pressione operativa trans membrana (TMP) massima applicata in filtrazione è pari a 1,1 bar (M. Wilf, 2007).

Il flusso specifico di acqua attraverso le membrane è scelto pari a $80 \text{ l/m}^2/\text{h}$ ($60 - 100 \text{ l/m}^2/\text{h}$, M. Wilf, 2007).

Il processo di filtrazione dura 30 min (15 – 60 min), alla fine dei quali è operato un contro lavaggio in pressione (circa 3 bar), con un flusso specifico di $130 \text{ l/m}^2/\text{h}$, dalla durata di 1 min (0,5 – 1 min), il quale pone fuori servizio le membrane per un tempo complessivamente pari a 1,5 min, (M. Wilf, 2007).

Una volta al giorno è applicato un contro lavaggio più intenso, dalla durata complessiva di 20 min (1 – 20 min, M. Wilf, 2007) coadiuvato dall'impiego di chemicals (NaClO , NaOH e H_2SO_4), detto Chemical Enhanced Backwash (CEB).

Il CEB si articola nelle seguenti fasi:

1. Lavaggio a sola acqua
2. Introduzione dei chemicals e lavaggio con un flusso di 120 l/mh. Chemicals utilizzabili sono NaOH (per organic fouling), H₂SO₄ (per inorganic fouling), NaClO (essenzialmente in acque di mare, dove l'impiego della sola NaOH produce effetti limitati)
3. Soaking: le membrane sono tenute in ammollo nella soluzione chimica di lavaggio
4. Risciacquo con acqua per la pulizia delle membrane

La durata del CEB dipende anche dalla T (la durata è inversamente proporzionale alla temperatura) e dal tipo di chemicals utilizzati (più basso se si utilizza NaClO piuttosto che NaOH).

Un parametro di rilievo per il monitoraggio del fouling è la TMP. Si raccomanda di effettuare in ogni caso il CEB con una frequenza di 1- 2 volte al giorno sebbene non si osservi un significativo aumento della TMP.

Una volta ogni tre mesi circa (1 – 6 mesi) si effettua un lavaggio più intenso da 4 h (2 – 4 h), utilizzando gli stessi chemicals per il contro lavaggio giornaliero, oltre a detergenti (M. Wilf, 2007), detto CIP (Clean In Place). Si tratta di un lavaggio straordinario, da effettuarsi in caso si osservi un significativo incremento della TMP e il CEB non sia sufficiente a ripristinare la situazione originale.

Ogni 7 giorni (1 – 30 giorni) si effettua un test di integrità delle membrane dalla durata di 20 min.

Il dimensionamento dell'unità UF prevede il calcolo della superficie di membrane richiesta, del numero di membrane, di moduli e di blocchi, tenendo conto della necessità di mettere fuori servizio periodicamente alcuni moduli per effettuare le operazioni di lavaggio.

In *Tabella 4.23* sono riportate tutte le operazioni di manutenzione effettuate nel processo di filtrazione con membrana, la relativa durata e la frequenza.

Tabella 4.23. Operazioni di manutenzione effettuate nel processo di filtrazione con membrana, la relativa durata e la frequenza.

Operazione	Durata (min)	Frequenza	Durata giornaliera (min/giorno)
CEB	20	1 al giorno	20
CIP	240	4 all'anno	2,63
Test di integrità	20	1 alla settimana	2,86
		TOT	25,5

Noti il tempo giornaliero speso per le operazioni delle membrane si ricava il numero di cicli di filtrazione e di controlavaggi CL da 1 min da effettuarsi giornalmente (N_{cicli}) come:

$$N_{cicli} = \frac{\text{tot minuti al giorno} - \text{minuti giorno per operazioni di manutenzione}}{\text{durata 1 ciclo (filtrazione+CL)}} = \frac{1440 \frac{\text{min}}{\text{d}} - 25,5 \frac{\text{min}}{\text{d}}}{(30+1,5) \frac{\text{min}}{\text{ciclo}}} = 44,9 \frac{\text{cicli}}{\text{d}}$$

(4.16)

Il tempo giornaliero disponibile per la filtrazione si ricava come:

$$t_{\text{giorn filtrazione}} = 44,9 \frac{\text{cicli}}{\text{d}} \cdot 30 \frac{\text{min}}{\text{ciclo}} = 1347 \frac{\text{min}}{\text{d}}$$

(4.17)

In altre parole per il 93,5 % della giornata le membrane sono disponibili per effettuare le operazioni di filtrazione. Il flusso d'acqua producibile giornalmente per unità di area di membrana ($Q_{\text{spec filtrate}}$) si ricava come:

$$Q_{\text{spec filtrate}} = 80 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{h}} \cdot 1347 \frac{\text{min}}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 1769 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

(4.18)

Sapendo che la portata in ingresso all'unità è pari nello scenario estivo a 6.188 m³/h, la superficie di membrane teoricamente necessaria a soddisfare le esigenze del processo di filtrazione è:

$$A_{membrane} = \frac{Q_{sw}}{Q_{spec\ filtrate}} = \frac{(6.188 \cdot 24) \frac{m^3}{d}}{1,769 \frac{m^3}{m^2 d}} = 82.690 m^2 \quad (4.19)$$

La quantità d'acqua necessaria giornalmente per il controlavaggio da 1 min per unità di membrana $Q_{spec\ CL}$ è:

$$Q_{spec\ CL} = 130 \frac{L}{m^2 h} \cdot 44,9 \frac{lavaggi}{d} \cdot \frac{1\ min}{lavaggio} \cdot \frac{1\ h}{60\ min} = 97,3 \frac{L}{m^2 d} \quad (4.20)$$

In altre parole il 5,5% circa dell'acqua filtrata dalle membrana è da destinarsi alle operazioni di controlavaggio. Assumendo che un altro 0,5% di acqua sia utilizzata per l'operazione di CEB ne deriva che la portata d'acqua effettivamente disponibile per le operazioni successive alla filtrazione è pari a 5.817 m³/h nello scenario estivo.

Nello scenario invernale nonostante la portata di acqua sottoposta a UF sia inferiore allo scenario estivo (scenario nel quale è stato dimensionato il processo UF), è utilizzata la stessa superficie di membrane, e pertanto il flusso specifico trans-membrana è ridotto a 77 L/m²/h, in modo da non dover incrementare la TMP, vista la minor permeabilità all'acqua della membrana nelle condizioni invernali.

Si assume che il fattore di recupero dell'unità di Ultrafiltrazione sia lo stesso nello scenario invernale e nello scenario estivo. Ne deriva che nello scenario invernale la portata di acqua effettivamente disponibile per le operazioni successive alla filtrazione è pari a 5.622 m³/h.

Si calcola ora il numero di moduli e di blocchi di Ultra Filtrazione da utilizzare.

Ogni modulo contiene 51,1 m² di membrana, dunque sono necessari 1.618 moduli. Ogni blocco idraulicamente indipendente è costituito da 35 moduli, per cui l'impianto teoricamente dovrebbe essere dotato di 46 blocchi. Tuttavia si decide di aggiungere 2 blocchi in modo da poter sopperire a possibili disfunzioni. Ne deriva che l'unità di Ultrafiltrazione sarà costituita da 48 blocchi, 24 per ciascuna linea di pre-trattamento, il numero effettivo di moduli totale sarà 1.680 e la superficie di membrane effettivamente utilizzata sarà pari a 85.848 m².

In *Tabella 4.24* sono riassunti il numero di moduli di membrana e di blocchi effettivamente utilizzati.

Tabella 4.24. *Superficie di membrane complessivamente utilizzata, numero di moduli e numero blocchi utilizzati.*

Numero di moduli di membrana	1.680
Numero di moduli per ciascun blocco	35
Numero di blocchi	48
Area effettiva totale di Ultrafiltrazione (m²)	85.848

In *Tabella 4.25* sono riassunte le portate di acqua filtrata prodotta e di acqua destinata ai consumi per le operazioni i lavaggio, il numero di moduli operativi.

Tabella 4.25. *Portate di acqua filtrata prodotta e di acqua destinata alle operazioni i lavaggio, il numero di blocchi operativi.*

Scenario	Portata di acqua filtrata (m³/h)	Consumo di acqua per controlavaggio (m³/h)	Consumo di acqua per CEB (m³/d)	Numero moduli operativi
Inverno	5.622	329	720	48
Estate	5.817	340	744	48

Per l'alimentazione dell'unità di Ultra Filtrazione sono utilizzate 6 pompe centrifughe operanti in parallelo, 3 per ciascuna linea di pre-trattamento, la cui pressione di mandata è di circa 2,5 bar, poiché debbono tenere in considerazione delle perdite di carico nella sezione di microgrigliatura (massimo 1 bar) e della TMP in UF (massimo 1,1 bar), oltre che di altre perdite di carico diffuse e concentrate e della prevalenza geodetica relativa alla *Filtrate Tank*.

Per l'effettuazione dell'operazione di controlavaggio delle membrane sono utilizzate 2 pompe, una per ciascuna linea di pre-trattamento, in aggiunta alle quali è tenuta una pompa di scorta.

La pressione di mandata delle pompe per il controlavaggio è di 3 bar.

In *Tabella 4.26* sono indicati i consumi di chemicals relativi all'operazione di CEB (*Al-Sarkal, 2013*).

Tabella 4.26. *Consumi di chemicals relativi alle operazioni di CEB in entrambi gli scenari considerati (Al-Sarkal, 2013).*

Chemical	Consumo giornaliero (L soluz comm/d)		Funzione
	scenario invernale	scenario estivo	
NaClO	205	212	Ripristino biofouling
H ₂ SO ₄	66	68	Sciogliere Incrostazioni
NaOH	25	26	Ripristino organic fouling

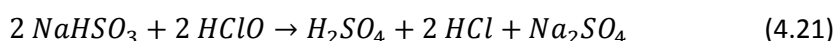
4.5.3.8. Declorazione

La declorazione è effettuata attraverso bisolfito di sodio, in quanto più semplice ed economica rispetto alle altre possibili soluzioni, e in quanto grazie alle sue proprietà di forte riducente consente al contempo di:

- Ridurre l'ossigeno libero presente e sottrarlo così alla disponibilità dei batteri contenendo così il fenomeno del biofouling, oppure sottrarlo al suo effetto ossidante nei confronti del ferro divalente eventualmente presente a valle delle unità precedenti riducendo così il rischio di incrostazioni delle membrane RO
- Ridurre il ferro trivalente presente a ferro bivalente, contenendo così i rischi di incrostazioni delle membrane RO

Sulla base di quanto visto nel *Cap. 3.2.2.1* si sceglie di effettuare la declorazione a monte del filtro a cartuccia.

NaHSO₃ reagisce con il cloro residuo libero, presente con una concentrazione di 1 mg/L, attraverso la seguente reazione:



Il bisolfito di sodio è ottenuto per idrolisi di sodio metabisolfito secondo la seguente reazione:



Secondo la stechiometria delle reazioni (4.21) e (4.22) per ridurre 1 mg di cloro libero sono necessari 1,34 g di Na₂S₂O₅, tuttavia nella pratica data la presenza concomitante di altre reazioni (come visto in precedenza) se ne utilizzano 3 mg (*DOW Water – Technical Manual*).

Soluzione commerciale di bisolfito di sodio utilizzata è BetzDearborn DCL30, distribuito da General Electric. Caratteristiche della suddetta soluzione commerciale sono riportate in *Tabella 4.27*.

Tabella 4.27. Titolo e densità della soluzione commerciale di NaHSO₃ utilizzata per la dechlorazione (Ing. Pablo Canada GE, 2013).

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	33	% peso
Densità della soluzione	1.278	kg/m ³

Il dosaggio di tale soluzione commerciale suggerito è di 6 ppm per ogni ppm Cl₂ presente (Ing. Pablo Canada GE, 2013). Dunque:

- se la concentrazione di cloro libero è 0,5 ppm (fase di clorazione in continuo) per la dechlorazione si dosano 3,0 ppm di soluzione commerciale di NaHSO₃
- se la concentrazione di cloro libero è 10 ppm (fase di shock chlorination) per la dechlorazione si dosano 60 ppm di soluzione commerciale di NaHSO₃

La portata di iniezione della soluzione commerciale di NaHSO₃ Q_{NaHSO_3} si ricava come:

$$Q_{NaHSO_3} = \frac{Q_{sw} \cdot C_{NaHSO_3}}{\rho_{NaHSO_3} - C_{NaHSO_3}} \quad (4.23)$$

dove:

Q_{sw} (m³/h): portata di acqua di mare

C_{NaHSO_3} (ppm): dosaggio della soluzione commerciale di bisolfito di sodio (ppm)

ρ_{NaHSO_3} : densità della soluzione commerciale di bisolfito di sodio (kg/m³) (*Tabella 4.27*)

Applicando la (4.23) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato nelle seguenti tabelle relativamente ad entrambi gli scenari.

Tabella 4.28. Portata di iniezione di soluzione commerciale di NaHSO₃ in dechlorazione, onde garantire un dosaggio di 3,0 ppm di NaHSO₃. Tale dosaggio è effettuato nei periodi in cui si effettua la clorazione in continuo.

	Q_{sw}	Dosaggio soluzione commerciale di NaHSO ₃	Portata di iniezione di soluzione commerciale di NaHSO ₃	Formula utilizzata per il calcolo
	<i>m³/h</i>	<i>ppm</i>	<i>L/h</i>	
Scenario invernale	5.622	3,0	13,2	(4.23)
Scenario estivo	5.817	3,0	13,7	(4.23)

Tabella 4.29. Portata di iniezione di soluzione commerciale di NaHSO₃ in dechlorazione, onde garantire un dosaggio di 60 ppm di NaHSO₃. Tale dosaggio è effettuato nei periodi in cui si effettua la shock chlorination.

	Q_{sw}	Dosaggio soluzione commerciale di NaHSO ₃	Portata di iniezione di soluzione commerciale di NaHSO ₃	Formula utilizzata per il calcolo
	<i>m³/h</i>	<i>ppm</i>	<i>L/h</i>	
Scenario invernale	5.622	60	264,0	(4.23)
Scenario estivo	5.817	60	273,1	(4.23)

Il PLC attraverso la (4.23), sulla base del segnale ricevuto da un flussimetro modula la portata di iniezione della pompa dosatrice della soluzione commerciale di bisolfito di sodio in modo da garantirne il dosaggio desiderato.

Un redoximetro posto a valle della sezione di dechlorazione è inoltre collegato ad una seconda pompa dosatrice, la quale interviene dosando NaHSO₃ qualora avverta ancora la presenza di cloro libero a valle dell'operazione di dechlorazione.

4.5.3.9. Aggiustamento pH e dosaggio antiscalant

Il dosaggio di antiscalant consente di prevenire le incrostazioni sulla superficie delle membrane. Sulla base delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo RO (Capitolo 4.7.3), il prodotto commerciale di antiscalant utilizzato è Hypersperse MDC704 (Ing. Pablo Canada GE, 2013), prodotto distribuito da General Electric, le cui caratteristiche sono riportate in Tabella 4.30.

Tabella 4.30. Densità della soluzione commerciale di antiscalant dosata a monte della sezione di osmosi inversa per prevenire i fenomeni di incrostazione nella sezione RO (Ing. Pablo Canada, 2013).

	Valore	Unità di misura
Densità della soluzione	1.179	kg/m ³

Il rischio scaling in RO1 è maggiore nello scenario estivo per quanto riguarda CaCO₃, ed è maggiore nello scenario invernale per quanto riguarda CaSO₄, SrSO₄ e CaF₂, mentre rimane sostanzialmente invariato tra i due scenari per quanto riguarda BaSO₄.

Sulla base della composizione del concentrato, desunta dall'elaborazione del software del processo di osmosi inversa (Allegato 6), il dosaggio della soluzione commerciale di antiscalant è pari a 2,5 ppm in RO1, e pari a 2 ppm in RO2 (Ing. Pablo Canada GE, 2013).

La portata di soluzione commerciale di antiscalant $Q_{antiscalant}$ da iniettare si ricava come:

$$Q_{antiscalant} = \frac{Q_{sw} \cdot C_{antiscalant}}{\rho_{antiscalant} - C_{antiscalant}} \quad (4.24)$$

dove:

Q_{sw} (m³/h): portata di acqua di mare

$C_{antiscalant}$ (ppm): dosaggio della soluzione commerciale di antiscalant

$\rho_{antiscalant}$ (mg/L): densità della soluzione commerciale di antiscalant (Tabella 30)

Applicando la (4.24) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale di antiscalant da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato nella seguente tabella relativamente ad entrambi gli scenari.

Tabella 4.31. Portata di iniezione di soluzione commerciale di antiscalant in RO1, onde garantire un dosaggio di 2,5 ppm di prodotto.

	Q_{sw}	Dosaggio antiscalant	Portata di iniezione di soluzione commerciale di antiscalant	Formula utilizzata per il calcolo
	m^3/h	ppm	L/h	
Scenario invernale	5.622	2,5	11,9	(4.24)
Scenario estivo	5.817	2,5	12,3	(4.24)

In questa sezione si dosa anche H_2SO_4 in caso il pH risultasse superiore al 7,5, valore scelto per la sezione di osmosi inversa. Questo potrebbe accadere ad esempio a seguito di fenomeni di strippaggio della CO_2 che intervengono nella fase di flottazione ed agiscono chiaramente nel senso di un incremento del pH. Il dosaggio dell'acido è effettuato mediante soluzione commerciale dalle stesse caratteristiche di quella descritta nel *Cap. 4.5.3.4.*

4.5.3.10. Filtrazione a cartuccia

In coda alla linea di pre-trattamento è presente un filtro a cartuccia (5 μm), con funzione di salvaguardia delle membrane RO più che di depurazione, in quanto il materiale solido di dimensioni superiori a 5 μm è già stato rimosso nella precedente fase di filtrazione a membrana.

Tipologia commerciale di cartucce filtranti utilizzata è SWRO.Zs, distribuito da General Electric, dalle dimensioni riportate in *Tabella 4.32.*

Tabella 4.32. Dimensioni delle cartucce filtranti da 5 μm utilizzate in coda alla linea di pre-trattamento (GE water website).

Diametro esterno	6,4 (2,5)	cm (inches)
Diametro interno	2,5 (1)	cm (inches)
Lunghezza	101,5 (40)	cm (inches)

Ciascuna cartuccia filtrante è alimentabile con una portata massima di 5,6 m^3/h .

Si decide pertanto di utilizzare 1.120 cartucce filtranti, alloggiare in 16 vessels con corpo in fibra di vetroresina, ciascuno dei quali ne contiene 70.

Così facendo, nello scenario estivo, nel quale la portata di alimentazione all'impianto è massima, la portata di acqua di mare alimentata a ciascuna cartuccia filtrante è di circa 5,2 m^3/h , mentre in caso un vessel sia messo fuori uso per l'effettuazione delle operazioni di manutenzione la portata alimentata a ciascuna cartuccia filtrante sarà di 5,5 m^3/h , inferiore al valore massimo suggerito.

Nello scenario invernale la portata di alimento all'impianto è inferiore, ciononostante non si riduce il numero di vessels operativi, in ragione della ridotta viscosità dell'acqua che incrementa le perdite di carico. Pertanto nello scenario invernale la portata di alimentazione di ciascuna cartuccia filtrante è di 5,0 m^3/h .

In *Tabella 4.33* sono riportati il numero di vessels e di cartucce filtranti utilizzati e la portata di alimentazione relativa a ciascuna cartuccia filtrante in entrambi gli scenari considerati.

Ciascuna delle due linee di pre-trattamento è costituita da 8 vessels.

Tabella 4.33. Numero di vessels e di cartucce filtranti utilizzati e la portata di alimentazione relativa a ciascuna cartuccia filtrante in entrambi gli scenari considerati.

Numero complessivo di cartucce filtranti utilizzate	1.120	
Cartucce/vessel	70	
Numero complessivo di vessels	16	
Numero di vessels per ciascuna linea di pre-trattamento	8	
Portata di alimentazione a ciascuna cartuccia nello scenario estivo	5,2	m ³ /h
Portata di alimentazione a ciascuna cartuccia nello scenario estivo in caso di esclusione di un vessel (es. per operazioni di manutenzione)	5,5	m ³ /h
Portata di alimentazione a ciascuna cartuccia nello scenario invernale	5,0	m ³ /h

A monte e a valle della filtrazione a cartuccia sono presenti dei manometri che consentono il monitoraggio delle perdite di carico subite dal fluido.

A filtro pulito la differenza di pressione tra ingresso e uscita è di circa 0,3 bar. Con il passare del tempo i filtri subiranno un progressivo sporcamento, in seguito al quale si osserverà un aumento delle perdite di carico, finché raggiunta una differenza di pressione di circa 1 bar si procede con la sostituzione delle cartucce filtranti. (Ing. Pablo Canada GE, 2013)

L'acqua è alimentata alla sezione di filtrazione a cartuccia attraverso 6 pompe centrifughe, 3 per ciascuna linea di pre-trattamento. La pressione di mandata della pompa è di circa 3 bar, in modo da tener conto di una perdita di carico di circa 1 bar (massimo) all'interno della sezione di filtrazione a cartuccia, e della necessità di assicurare una pressione di alimentazione alle pompe ad alta pressione di alimentazione all'osmosi inversa pari a 2 – 3 bar, onde evitare problemi di cavitazione alle pompe (Dr. Carlo Cavicchi, 2013).

4.5.3.11. Pompe

Le principali pompe utilizzate nella linea di pre-trattamento sono:

- Alimentazione della linea di pre-trattamento a valle della vasca di intake (Intake pump)
- Riciclo e pressurizzazione di acqua chiarificata nell'unità di flottazione ad aria disciolta (Recycling pump)
- Alimentazione dell'unità di Ultra Filtrazione (Filtration pump)
- Alimentazione dell'unità di lavaggio delle membrane di Ultra Filtrazione (Backwash pump)
- Alimentazione del filtro a cartuccia (cartridge filter pump)

In ogni caso casi si tratta di booster pump di tipo centrifugo. In *Tabella 4.34* sono riassunte le pompe utilizzate, ne è specificata la tipologia e la pressione di mandata.

Le pressioni di mandata considerate sono valori approssimativi, e talora variabili in funzione delle situazioni specifiche (es. temperatura, stato di sporcamento di filtri, griglie, tubi,...).

Immediatamente a valle della vasca di intake è presente una camera a secco interrata all'interno della quale sono posizionate 6 pompe centrifughe di alimentazione della linea di pre-trattamenti (3 per ciascuna linea di pre-trattamento). La pressione di mandata di queste pompe è all'incirca pari a 2 bar.

Per l'operazione di riciclo e pressurizzazione nella sezione di flottazione ad aria disciolta sono utilizzate 2 pompe, una per ciascuna linea di pre-trattamento, la cui pressione di mandata è pari a 5 bar, poiché si deve tenere garantire una pressione di saturazione pari a 5 bar.

Per l'alimentazione dell'unità di Ultra Filtrazione sono utilizzate 6 pompe centrifughe, 3 per ciascuna linea di pre-trattamento, la cui pressione di mandata è di circa 2,5 bar, poiché debbono tenere in considerazione delle perdite di carico nella sezione di microgrigliatura (massimo 1 bar) e della TMP in UF (massimo 1,1 bar). Per l'effettuazione dell'operazione di controlavaggio delle membrane sono utilizzate 2 pompe, una per ciascuna linea di pre-trattamento, in aggiunta alle quali è tenuta una terza pompa di scorta.

La pressione di mandata delle pompe per il controlavaggio è di 3 bar, poiché si deve tener conto di una TMP in controlavaggio pari a 3 bar.

L'acqua è alimentata alla sezione di filtrazione a cartuccia attraverso 6 pompa centrifughe, 3 per ciascuna linea di pre-trattamento. La pressione di mandata della pompa è di circa 3 bar, in modo da tener conto di una perdita di carico di circa 1 bar (massimo) all'interno della sezione di filtrazione a cartuccia, e della necessità di assicurare una pressione di alimentazione alle pompe ad alta pressione di alimentazione all'osmosi inversa pari a 2 – 3 bar, onde evitare problemi di cavitazione alle pompe (*Dr. Carlo Cavicchi, 2013*).

Tabella 4.34. *Pompe utilizzate lungo la linea di pre-trattamento: tipologia, posizione, numero, pressione di mandata. Le pressioni di mandata considerate sono valori approssimativi, e talora variabili in funzione delle situazioni specifiche (es. temperatura, stato di sporcamento di filtri, griglie, tubi,...).*

Pompa	Tipologia	Sezione pre-trattamenti	Pressione di mandata (bar)	Numero pompe in parallelo
Seawater pump	Booster pump di tipo centrifugo	Alimento linea pre-trattamenti dalla vasca di intake	2	6
Recycling pump	Booster pump di tipo centrifugo	Riciclo e pressurizzazione di acqua chiarificata da saturare con aria	5	2
Filtration Pump	Booster pump di tipo centrifugo	Alimentazione unità di Ultra Filtrazione	2,5	6
Backwash pump	Booster pump di tipo centrifugo	Controlavaggio membrane UF	3	3
Cartridge Filter pump	Booster pump di tipo centrifugo	Alimentazione filtrazione a cartuccia	3	6

4.5.3.12. Riepilogo pre-trattamenti

In *Tabella 4.35* sono riportate la portata transitante nella pompe presenti nella linea di pre-trattamento, la relativa pressione di mandata, e la potenza assorbita, dedotta considerando un rendimento energetico delle pompe pari al 80%. I valori di potenza assorbita sono valutati relativamente allo scenario estivo e allo scenario invernale. Tra i due scenari i valori di potenza assorbita variano per effetto della variazione della portata transitante. In realtà varierebbero anche la pressione di mandata e l'efficienza della pompa, tuttavia non disponendo di dati a sufficienza non si è tenuto in considerazione tali variazioni.

Tabella 4.35. Portata transitante, pressione di mandata e valori di potenza assorbita relativi alle pompe utilizzate lungo la linea di pre-trattamento. Si è assunto un rendimento energetico delle pompe pari al 80%. Tra i due scenari i valori di potenza assorbita variano per effetto della variazione della portata transitante. In realtà varierebbero anche la pressione di mandata e l'efficienza della pompa, tuttavia non disponendo di dati a sufficienza non si è tenuto in considerazione tali variazioni.

Pompa	Portata transitante (m ³ /h)		Pressione di mandata (bar)	Potenza assorbita (kW)	
	scenario estivo	scenario invernale		scenario estivo	scenario invernale
Intake pump	6.188	5.981	2	423	415
Recycling pump	495,0	478,5	5	86	83
Filtration Pump	6.188	5.981	2,5	537	519
Backwash pump	340	329	3	35	34
Cartridge Filter pump	5.817	5.612	3	645	623
TOTALE				1.726	1.674

In *Tabella 4.36* sono riepilogati i valori di potenza assorbita relativi alla sezione dei pre-trattamenti. Voci di consumo energetico considerate sono relative al sistema di movimentazione dei fluidi e al sistema di miscelazione della sezione di flocculazione. Non sono stati quantificati i consumi relativi alle pompe dosatrici dei reagenti chimici, quelli relativi all'insufflaggio di aria nelle sezioni di flottazione ad aria disciolta e di UltraFiltrazione (air scouring) e quelli relativi all'automazione. Tuttavia queste voci costituiscono un contributo di entità inferiore.

Tabella 4.36. Valori di potenza assorbita relativi alla sezione dei pre-trattamenti. Voci di consumo energetico considerate sono relative al sistema di movimentazione dei fluidi e al sistema di miscelazione della sezione di flocculazione. Non sono stati quantificati i consumi relativi alle pompe dosatrici dei reagenti chimici, quelli relativi all'insufflaggio di aria nelle sezioni di flottazione ad aria disciolta e di UltraFiltrazione (air scouring) e quelli relativi all'automazione. Tuttavia queste voci costituiscono un contributo di entità inferiore.

Voce	Potenza assorbita (kW)	
	Scenario estivo	Scenario invernale
Movimentazione fluidi	1.726	1.674
Miscelazione vasca di flocculazione	4	6
TOTALE	1.730	1.680

In *Tabella 4.37* sono riepilogati i dosaggi e il consumo di chemicals relativi alla fase di pre-trattamento, oltre che le caratteristiche delle soluzioni dosate.

Tabella 4.37. *Chemicals utilizzati per i pre-trattamenti: funzione, dosaggio e consumi.*

Funzione	Chemical	Caratteristiche soluzione commerciale	Dosaggio		Consumi (L soluz comm/h)	
					Scenario invernale	Scenario estivo
Pre-clorazione	NaClO	Titolo: 12% w/w Densità: 1.120 kg/m ³	<i>in continuo</i>	0,5 ppm NaClO puro	21,6	22,4
			<i>Shock chlorin.</i>	10 ppm NaClO puro	432,6	447,0
Aggiustamento pH da 8 a 7,5	H ₂ SO ₄	Titolo: 93% w/w Densità: 1.833 kg/m ³	<i>Scenario invernale</i>	7,9 ppm H ₂ SO ₄ puro	27,7	51,2
			<i>Scenario estivo</i>	14,1 ppm H ₂ SO ₄ puro		
Coagulazione	FeCl ₃	Titolo: 40% w/w Densità: 1.425 kg/m ³	DAF operativa	10 ppm FeCl ₃ puro	104,9	108,6
			Bypass DAF	5 ppm FeCl ₃ puro	52,5	54,3
Flocculazione	Flocculanti polimerici	Densità: 1.015 kg/m ³	1,5 ppm Solisep MPT104		8,8	9,1
Lavaggio giornaliero membrane (Chemical Enhanced Backwash)	NaClO	Titolo: 12% w/w Densità: 1.120 kg/m ³	-		205 L/d	212 L/d
	NaOH	Titolo: 42% Densità: 1.450 kg/m ³	-		66 L/d	68 L/d
	H ₂ SO ₄	Titolo: 93% w/w Densità: 1.833 kg/m ³	-		25 L/d	26 L/d
Declorazione	NaHSO ₃	BetzDearborn DCL30: Titolo: 33% w/w Densità: 1.278 kg/m ³	Cloraz. in continuo	3 ppm BetzDearborn DCL30	13,2	13,7
			<i>Shock chlorin.</i>	3 ppm BetzDearborn DCL30	264,0	273,1
Inibizione precipitazione Sali poco solubili	Antiscalant	Densità: 1.179 kg/m ³	2,5 ppm Hypersperse MDC704		11,9	12,3

4.6. Soluzioni proposte al problema del boro

4.6.1. Considerazioni generali

I principali aspetti da tenere in considerazione per la scelta dello schema impiantistico e delle condizioni operative del processo sono:

- Concentrazione limite di boro da rispettare nel prodotto finito
- Caratteristiche dell'acqua alimentata e loro variabilità:
 - Concentrazione di boro
 - Temperatura
 - Alcalinità e durezza
- Fattori economici legati alla produzione:
 - Costo chemicals
 - Costo energia
 - Costo membrane in relazione alla loro vita utile

Nel caso in esame la concentrazione di boro nell'acqua alimentata all'impianto è di 5,4 mg/L circa (Cap. 4.7.3) e la concentrazione limite da rispettare nel prodotto finito è di 1 mg/L (D.lgs 31/2001, cf. *Tabella 3.2, Cap. 3.5.1*). Lo schema di impianto è dunque mirato al rispetto di questo limite.

Tuttavia si predispose anche un ulteriore schema che, ampliando il precedente, consenta di rispettare un limite di concentrazione di boro di 0,5 mg/L, esigenza che potrebbe rendersi necessaria qualora la normativa a riguardo si faccia più stringente.

Lo schema relativo al limite di 1 mg/L verrà siglato come B1, mentre quello relativo al limite di 0,5 mg/L verrà siglato come B0.5.

Soluzione B1. In questa situazione l'impianto deve garantire complessivamente un *Rejection* del boro non inferiore al 80%. Diversi autori concordano nella difficoltà nel conseguire un tale risultato in maniera affidabile mediante un singolo passo RO condotto a pH 6,5 – 8,2 (M. Wilf, 2007, Fritzmann et al., 2007).

Come visto nel *Capitolo 3.5.4* possibili soluzioni impiantistiche applicabili in tale situazione sono:

- Sistema a singolo passo RO operato a pH elevato
- Sistema RO a doppio passo
- Singolo passo RO seguito da scambio ionico

Si ritiene che la prima soluzione sia meno affidabile rispetto alle altre due, non tanto per quanto riguarda il rispetto del limite sul boro, ma per quanto riguarda i potenziali rischi di scaling e tutti i problemi a ciò connessi, e pertanto viene scartata.

L'impiego dello scambio ionico è una soluzione potenzialmente molto affidabile ma di maggior onerosità rispetto alla soluzione a doppio passo RO sul permeato, la quale viene perciò preferita.

Per il rispetto di un limite sul boro di 1 mg/L nella soluzione intrapresa il secondo passo RO potrebbe essere operato a pH variabile tra 7 e oltre 10. Sulla base di quanto visto nel *Cap. 3.5.4.2* si sceglie di operare il secondo passo RO a pH 10, poiché si ritiene questa soluzione più affidabile e meglio modulabile.

Soluzione B0.5. Possibili soluzioni applicabili in questa situazione sono:

- Sistema RO a doppio passo
- Singolo passo RO seguito da scambio ionico
- Sistema multi-pass

Per lo stesso motivo di prima si sceglie di scartare la soluzione che prevede l'impiego dello scambiatore ionico.

Il sistema multi-pass, rispetto a semplice sistema doppio passo RO, presenta i vantaggi di:

- operare con un *recovery* di impianto più elevato
- ridurre il rischio di incrostazioni al secondo passo
- produrre acqua con un contenuto salino più basso

Questi vantaggi sono ottenuti però a fronte di un maggior costo di impianto e un maggior consumo di reagenti chimici. A questo si aggiunge il fatto che poiché l'acqua prodotta dall'impianto è da destinarsi principalmente al consumo umano più che all'agricoltura non risulta necessario ottenere livelli di salinità nel prodotto finito estremamente bassi, che anzi richiederebbero un maggior onere per la ricarbonatazione nella successiva fase di post-trattamento.

Per la soluzione B.05 si sceglie pertanto di adottare il sistema RO a doppio passo, dove il secondo passo opera a pH 10.

Ricapitolando, in entrambe le soluzioni B.1 e B0.5, si è scelto di adottare uno schema a doppio passo, dove il secondo passo opera a pH 10. Come si vedrà nei seguenti paragrafi le due soluzioni differiscono per la percentuale del permeato di RO1 che bypassa RO2, percentuale che chiaramente sarà superiore nella Soluzione B.1 piuttosto che nella soluzione B.05.

Di seguito saranno approfondite le soluzioni proposte, in particolare per quanto riguarda le condizioni operative.

4.6.2. Soluzione B1

Questa soluzione è atta a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 1 mg/L.

Lo schema impiantistico scelto a tale scopo è uno schema a doppio passo RO, dove il secondo passo opera a pH 10.

La scelta del pH con cui operare il primo passo è fatta allo scopo di trovare un buon compromesso tra il fatto di lavorare a pH alto, soluzione che comporterebbe elevato *Rejection* del boro ma limiterebbe i *recovery*, e lavorare a pH basso, soluzione che consentirebbe di incrementare il *recovery*, ma che ridurrebbe il *Rejection* del boro, oltre a determinare un elevato consumo di reagente acido e di antiscalant nei pre-trattamenti. Ottenere un elevato *Rejection* del boro nel primo passo consente però di ridurre la portata di permeato da sottoporre al secondo passo, riducendo i costi capitali dell'impianto e incrementando il *recovery* complessivo dell'impianto.

Nel presente lavoro si è scelto di configurare il processo a osmosi inversa come segue.

Il primo passo RO opera a pH 7,5 e con un *recovery* pari a 0,45. Il 30% del permeato dell'unità RO1 è sottoposto ad ulteriore unità RO condotta a pH 10 e *recovery* 0,85, mentre la restante parte bypassa tale unità. Questa situazione è relativa alle condizioni tipiche estive di temperatura, come noto più critiche per quanto riguarda l'efficacia di rimozione del boro: a temperature più il flusso di bypass può essere mantenuto più elevato, fino ad arrivare al 100%, pur rispettando il limite sul boro.

Come verrà ripreso nel *Cap. 4.7.4.2* la scelta di configurare il processo RO in tal modo è effettuata non solo in modo da rispettare il limite sul boro nel prodotto finito, ma tenendo in considerazione anche:

- l'aspetto energetico, che determina il *recovery* ottimale, tenuto conto anche della salinità e del range di temperature relativi all'acqua di alimento
- l'aspetto relativo ai rischi di fouling e scaling, che determinano il massimo *recovery* ammissibile e il consumo di reagente acido

La scelta di una tale configurazione impiantistica e di tali condizioni operative è stata effettuata tenendo in considerazione gli aspetti evidenziati, attraverso una procedura di ottimizzazione che consentisse di

minimizzare i costi, trovando un buon compromesso tra costi di impianto, consumi energetici e consumo di reagenti.

Allo scopo di scegliere la configurazione impiantistica da adottare è stato effettuato un tentativo bilancio in massa del boro per l'impianto, riportato in *Figura 4.15*. Questo bilancio in massa è detto "di tentativo" poiché i valori di *Rejection* del boro sono ipotizzati sulla base di valori di letteratura relativi ad esperienze a piena scala (*Cap. 3.5.3*). Questo tipo di analisi è servito come strumento per la scelta della configurazione impiantistica che consentisse il rispetto del limite sul boro nel prodotto finito, da affiancare alla simulazione del processo RO eseguita mediante i software commerciali.

Il *Rejection* del boro nel primo passo, sulla base dei valori indicati in letteratura, è assunto cautelativamente pari al 69%, nel secondo passo è assunto pari al 71%.

Il concentrato del secondo passo è caratterizzato da una concentrazione di boro elevata al punto da non renderne conveniente il riciclo all'interno processo. Pertanto questo flusso viene inviato a scarico a mare assieme al concentrato dello stadio RO 1.

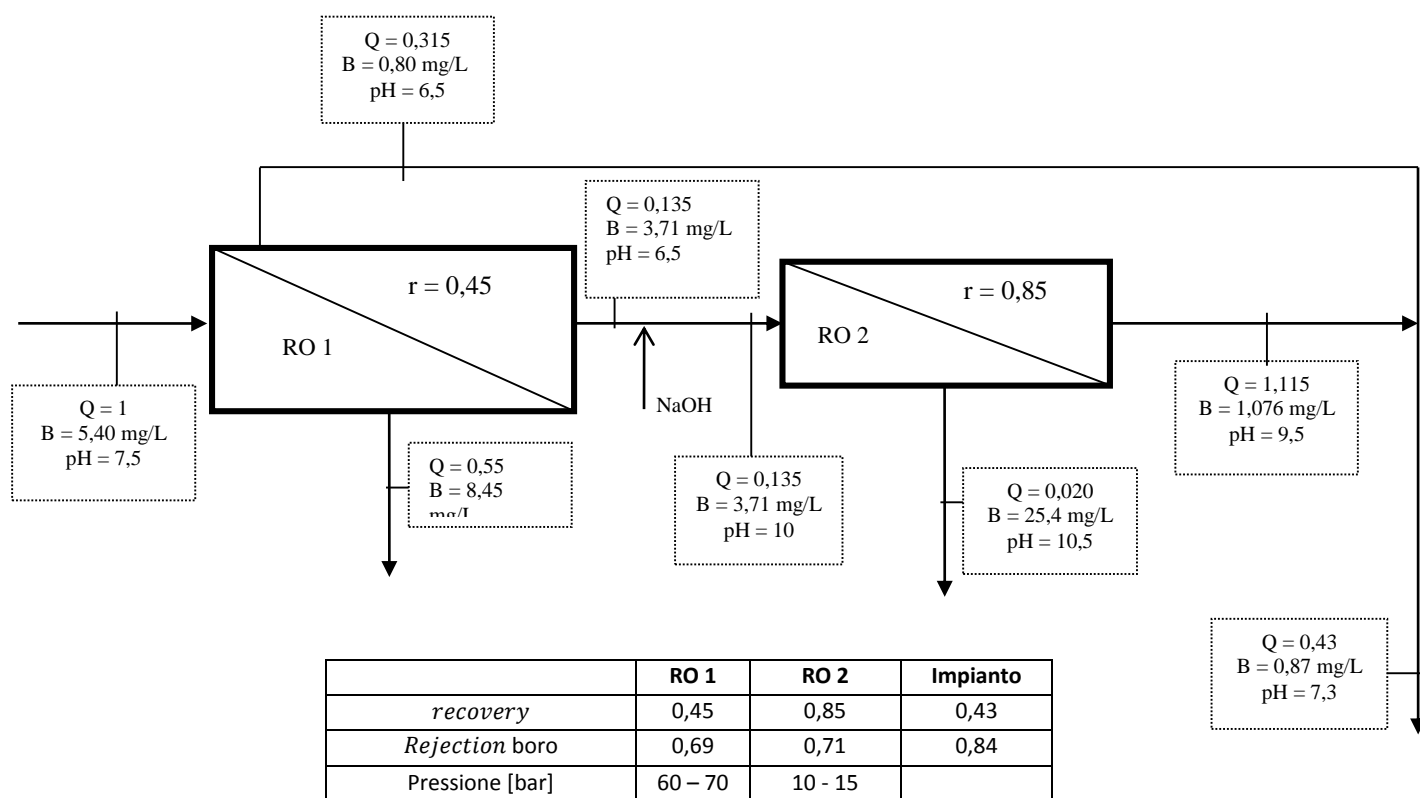


Figura 4.15. Bilancio di massa relativo alla soluzione B1. Lo schema impiantistico consiste in un doppio stadio sul permeato: il 30% del permeato del primo stadio RO è sottoposto ad ulteriore unità RO (RO2) operante a pH 10. La concentrazione di boro nel prodotto finito è con un certo margine di sicurezza inferiore a 1 mg/L, e il *recovery* d'impianto è circa pari al 43%.

4.6.3. Soluzione B0.5

Questa soluzione è atta a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 0,5 mg/L. Per la soluzione B0.5 è stato preso in considerazione uno schema impiantistico a doppio spasso RO con secondo passo RO operante a pH 10, rappresentato in *Figura 4.16*.

Le condizioni operative del primo stadio RO, per quanto concerne pressione di alimentazione, pH, *recovery* e *Rejection* del boro sono le stesse dello schema impiantistico relativo alla *Soluzione B1*.

Le membrane utilizzate sono le stesse dello schema della *Soluzione B1*.

Tutto il permeato prodotto dal primo passo è sottoposto al secondo passo, in quanto il limite di concentrazione di boro da rispettare è inferiore al caso presentato nella soluzione B1. Il secondo passo opera a pH 10 e *recovery* 0,85.

Il concentrato del secondo passo è caratterizzato da una concentrazione di boro elevata al punto da non renderne conveniente il riciclo all'interno processo e pertanto viene inviato a scaricato a mare.

In *Figura 4.16* è riportato il bilancio di massa "di tentativo" relativo a questo schema impiantistico.

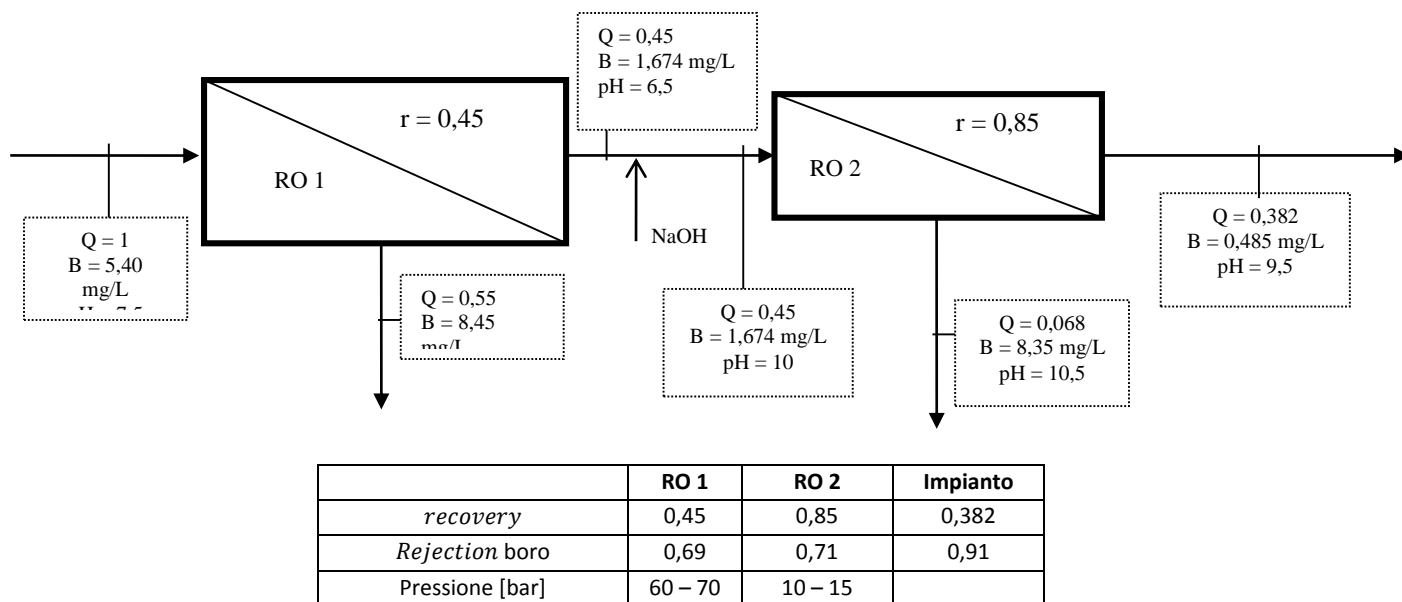


Figura 4.16. Bilancio in massa relativo alla soluzione B0.5 a doppio stadio sul permeato. La totalità del permeato prodotto dal primo passo (RO1) è sottoposto ad un'ulteriore unità RO (RO2) operante a pH 10 e *recovery* 0,85. Tale schema garantisce una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 0,5 mg/L, con un *recovery* d'impianto del 38% circa.

4.7. Dimensionamento della sezione RO

4.7.1. Introduzione

Il dimensionamento della sezione di osmosi inversa prevede la determinazione di:

- numero di passi e numero di stadi per ciascun passo
- numero di membrane
- numero di Pressure Vessels
- pressione di alimentazione
- *recovery*
- pH di alimentazione e dosaggio antiscalant

Tutto ciò al fine di garantire il rispetto dei limiti di qualità sul prodotto finito, salvaguardarsi da rischio scaling ed operare in condizioni compatibili con la resistenza meccanica delle membrane.

Il numero di passi è scelto in funzione della qualità del prodotto finito che si vuole ottenere.

Il *recovery* conseguibile, la pressione di alimentazione, il numero di membrane utilizzate e il numero di stadi in ciascun passo come visto sono parametri strettamente correlati tra loro. Inoltre questi parametri hanno influenza sulla qualità del permeato prodotto e sulla concentrazione delle specie chimiche nel concentrato, e quindi sui possibili fenomeni di scaling.

Risulta dunque necessario poter stabilire una correlazione quantitativa tra tutti questi parametri, in modo che scelta una determinata configurazione impiantistica del processo di osmosi inversa (numero di passi, numero stadi, numero di membrane, disposizione dei Pressure Vessels), sia possibile prevedere le prestazioni del processo, ad esempio:

- Data una certa portata di alimentazione e scelta una determinata pressione di alimentazione, qual è la quantità di permeato ottenibile? Qual è la concentrazione delle specie chimiche in tale flusso? C'è rischio di precipitazione di Sali o particolare rischio fouling nel concentrato? È accettabile questo rischio?
- Stabilita la portata di permeato che si vuole produrre e stabilito il *recovery* che si vuole ottenere qual è la pressione di alimentazione necessaria a conseguire il risultato desiderato? Qual è la concentrazione delle specie chimiche nel permeato prodotto? C'è rischio di precipitazione di Sali o particolare rischio fouling nel concentrato? È accettabile questo rischio?

Valutazioni di questo tipo sono utili per dimensionare il sistema in maniera ottimale, salvaguardando i costi capitali e i costi operativi, garantendo un'adeguata qualità del prodotto finito e contenendo i fenomeni di fouling, che come noto esercitano una forte influenza sulle prestazioni del processo e sulla vita utile delle membrane.

Sicuramente combinando le equazioni viste nei *Cap. 2.3 e 2.4* è possibile giungere ad una stima grossolana dei parametri richiesti anche mediante una stima manuale (*Cap 4.7.5*). Tuttavia questa stima può non essere sufficientemente accurata agli scopi di dimensionamento e pertanto nella maggior parte delle situazioni è utile l'utilizzo di un sistema di calcolo computerizzato, che potendo tener conto di una più vasta gamma di variabili consente di utilizzare una modellizzazione più complessa ed effettuare un stima più accurata rispetto a quella eseguita manualmente.

Nel presente lavoro si è realizzato un foglio elettronico attraverso il qual poter prevedere le prestazioni del processo di osmosi inversa (*Cap 4.7.6*).

Come verrà discusso in seguito le potenzialità di stima di questo foglio elettronico sono limitate:

- Dalla complessità del sistema da modellizzare

- Dalla presenza di numerose costanti e parametri da ricavarsi via sperimentale, o sulla base dell'esperienza. Tra l'altro il loro valore è anche funzione della tipologia specifica della membrana, e pertanto spesso sono note con sufficiente accuratezza solamente al costruttore di membrane. Proprio per queste ragioni si sono diffusi sul mercato i software di progettazione, distribuiti dai produttori di membrane, utile strumento attraverso il quale poter prevedere le prestazioni del processo di osmosi.

Nel presente capitolo ci si occuperà del dimensionamento della sezione di osmosi inversa, con l'ausilio dei seguenti strumenti:

- Procedura speditiva (*Cap 4.7.5*)
- Un foglio di calcolo realizzato in sede del presente lavoro (*Cap 4.7.6*)
- Alcuni software commerciali (*Cap 4.7.7*):
 - ROSA (*Reverse Osmosis Software Analysis*) sviluppato e distribuito da DOW Chemical
 - IMSdesign (*Integrated Membrane Solution design*), sviluppato e distribuito da Hydranautics
 - Toray Design System, sviluppato e distribuito da Toray
 - Winflows, sviluppato e distribuito da General Electric

Di seguito è illustrata la procedura seguita per il dimensionamento della sezione di osmosi inversa.

4.7.2. Procedura di dimensionamento

La procedura di dimensionamento seguita si articola negli step evidenziati in *Figura 4.17*.

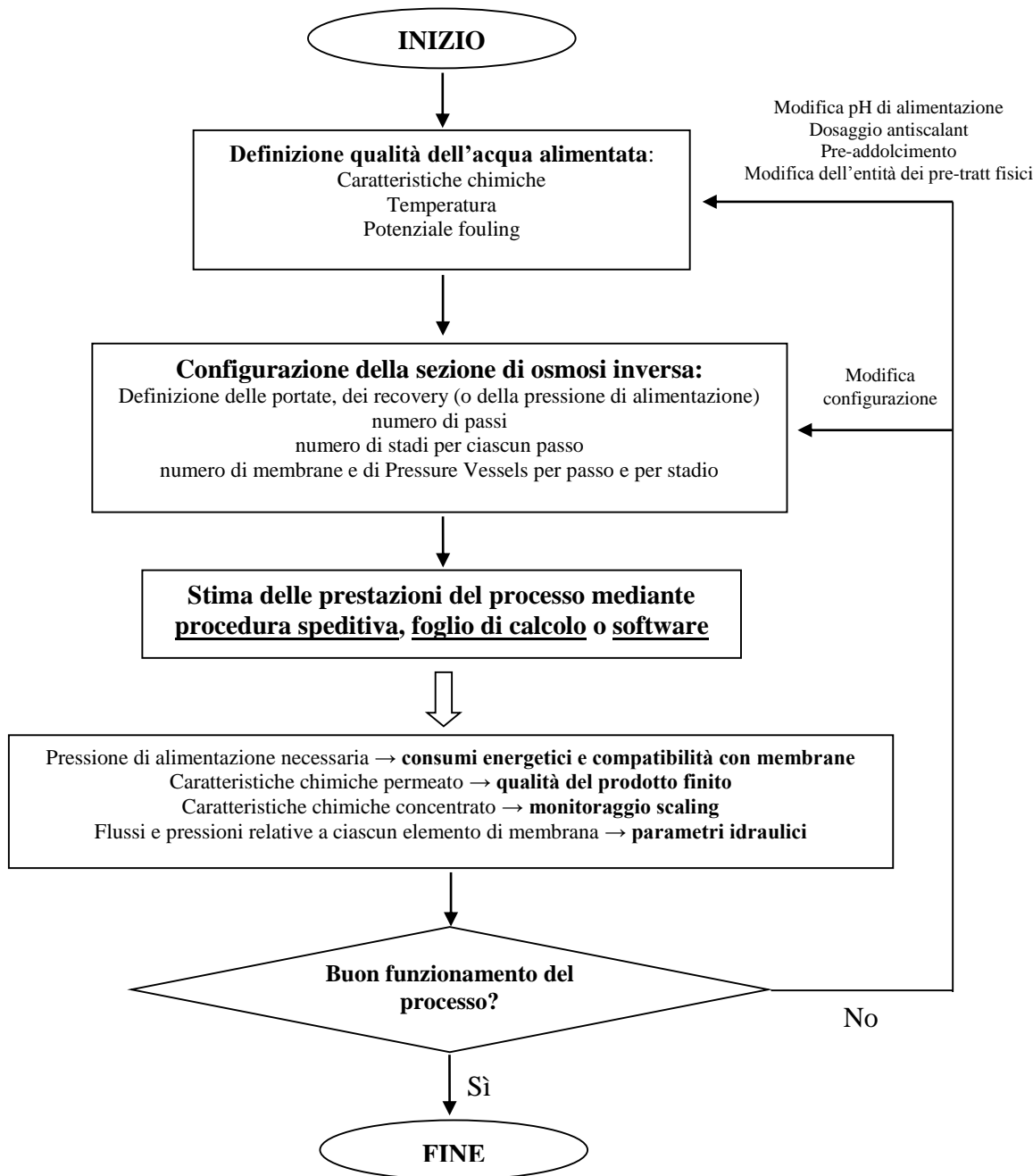


Figura 4.17. Diagramma di flusso relativo all'inter procedurale di dimensionamento della sezione di osmosi inversa. Si tratta di una procedura iterativa, dove l'analisi critica dei risultati forniti dalla stima delle prestazioni del processo consente di agire sulle caratteristiche dell'acqua alimentata o sulla configurazione del processo, onde garantire un buon funzionamento del processo.

Dunque il dimensionamento della sezione di osmosi inversa si articola nelle fasi di:

1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata
2. Configurazione della sezione di osmosi inversa
3. Stima delle prestazioni del processo mediante una stima manuale, mediante l'uso del foglio di calcolo realizzato in sede del presente lavoro, oppure mediante l'uso dei software commerciali
4. Analisi dei risultati forniti della stima delle prestazioni del processo e in seguito a tale analisi eventuali:

- modifica sulla qualità dell'acqua alimentata: modifica del pH, del dosaggio di antiscalant, riduzione della durezza mediante anteposizione di un'unità di pre-addolcimento con resina a scambio ionico, precipitazione chimica o nanofiltrazione, modifica del potere sporcante dell'acqua alimentata modificando l'entità dei pretrattamenti fisici o della presa a mare
- modifica della configurazione del processo: modifica numero di passi, di stadi, del numero di Pressure Vessels, della tipologia di membrane

4.7.3. Capacità dell'impianto e qualità dell'acqua alimentata

Come visto nel *Cap. 4.2.2* la capacità dell'impianto è:

- nello scenario invernale pari a 60.720 m³/d, ossia 2.530 m³/h, dei quali:
 - 2500 m³/h sono per utenza civile
 - 30 m³/h di alimentazione ad una seconda unità di osmosi inversa per la produzione di acqua demineralizzata per utenza industriale, per la produzione di vapore per caldaia
- nello scenario estivo pari a 60.000 m³/d, ossia 2.500 m³/h, esclusivamente per utenza civile

Lo scenario estivo sarà quello più critico dal punto di vista della rimozione del boro (*Cap. 3.5.3*), del rischio di incrostazioni da carbonato di calcio e del rischio biofouling (*Cap. 2.5*), mentre lo scenario invernale sarà quello più critico dal punto di vista idraulico, poiché essendo ridotta la permeabilità delle membrane sarà più alta la pressione idraulica di alimentazione, e dal punto di vista di scaling da CaSO₄, SrSO₄ e CaF₂. Da qui la necessità in fase di dimensionamento di valutare le prestazioni del processo in entrambi gli scenari.

Allo scopo di dimensionamento della sezione di osmosi inversa è indispensabile che venga definita la qualità dell'acqua alimentata al processo in termini di:

- Contenuto di ciascuna specie chimica disciolta
- pH
- temperatura
- potential fouling, definito in genere attraverso i parametri SDI (Silt density Index) e torbidità (NTU)

La conoscenza della concentrazione di ciascuna specie chimica disciolta risulta indispensabile allo scopo di:

- ✓ prevedere la pressione osmotica con maggior accuratezza
- ✓ prevedere il contenuto delle specie chimiche nel prodotto finito: prevedere la qualità del prodotto finito, in particolare per quanto riguarda le specie sottoposte a particolari restrizioni per quanto riguarda la loro presenza in acqua potabile, quali il boro
- ✓ prevedere il contenuto delle specie chimiche nel concentrato: prevedere possibili fenomeni di precipitazione di Sali poco solubili (scaling)

Per la previsione della pressione osmotica teoricamente sarebbe utile conoscere la concentrazione di tutte le specie ioniche presenti. In pratica, nel caso di dissalazione di acqua di mare la previsione della pressione osmotica è sufficientemente accurata se è nota la concentrazione delle seguenti specie ioniche, poiché le più abbondanti: Cl, Na, Mg, SO₄, Ca, K, HCO₃.

Sulla base di quanto indicato nel *Cap. 2.5*, le specie chimiche di maggior interesse per quanto riguarda i fenomeni di scaling sono: SO₄, Ca, Mg, Ba, Sr, F, CO₂ - HCO₃ - CO₃, SiO₂, nonché Fe e Mn. Di queste alcune sono presenti in concentrazioni relativamente basse, tanto da non esercitare un particolare contributo alla pressione osmotica della soluzione. Tuttavia la conoscenza della loro concentrazione nell'acqua alimentata è utile al fine di poter prevedere i fenomeni di scaling e quindi poter agire sulla configurazione del processo:

- ✓ modificando il *recovery*
- ✓ modificando il pH di alimentazione
- ✓ modificando il dosaggio di antiscalant

Specie chimiche delle quali è utile conoscere la concentrazione nell'acqua alimentata al processo al fine di poter monitorare il rispetto della concentrazione limite nel prodotto finito possono essere molteplici. Nonostante l'osmosi inversa garantisca un elevato livello di purificazione, in alcune situazioni può non essere in grado a soddisfare i limiti relativi ad alcune specie chimiche nel prodotto finito. Nel presente lavoro una specie chimica di particolare interesse sotto questo aspetto è il boro, come visto nel *Cap. 3.5.1*.

Si conclude che agli scopi del presente lavoro specie chimiche di interesse per il dimensionamento della sezione di osmosi inversa sono quelle indicate in *Tabella 4.38*.

lone che nelle applicazioni pratiche talvolta assume rilevante importanza ai fini del rischio scaling ma che nel presente lavoro non è stato preso in considerazione è il ferro. La presenza di ferro in acqua di mare è tipicamente piuttosto bassa (*Tabella 4.40*), ma nel presente lavoro è incrementata dal dosaggio di $FeCl_3$ in fase di coagulazione. Se si effettuano dosaggi di coagulante troppo elevati o non si rimuovono adeguatamente i colloidali di ferro in fase di filtrazione si rischia di compromettere notevolmente la vita utile delle membrane.

D'altra parte nell'impianto in esame:

- poiché in fase di gestione si effettueranno frequenti prove jar teste poiché il pre-trattamento a membrana richiede tipicamente un minor dosaggio di coagulante il rischio di sovradosaggi di coagulante risulta alquanto limitato
- il dosaggio di bisolfito di sodio in fase di pre-trattamento riduce notevolmente l'eventuale presenza di agenti ossidanti e di ferro trivalente nelle membrane di osmosi inversa
- le membrane UF intercettano efficacemente i colloidali di ferro eventualmente non unitisi a fiocchi

Pertanto ai fini della previsione dei fenomeni di scaling attraverso gli strumenti di analisi si ritiene di poter non considerare e di conseguenza non stimare la presenza di ferro nell'acqua di alimento.

Tabella 4.38. *Specie chimiche considerate di interesse ai fini del dimensionamento della sezione di osmosi inversa. Per ciascuna di queste è specificato il motivo dell'interesse: una specie chimica infatti può essere rilevante ai fini della determinazione della pressione osmotica, piuttosto che ai fini del monitoraggio di fenomeni di scaling o del rispetto dei limiti di concentrazione nel prodotto finito. Ai fini del monitoraggio della qualità del prodotto finito teoricamente sarebbero di interesse tutte le specie chimiche presenti in tabella, tuttavia nel presente lavoro il boro è l'unica specie a rischio di sfioramento dei limiti di concentrazione nel prodotto finito.*

Specie chimica	Motivo di interesse per		
	Determinazione pressione osmotica	Monitoraggio fenomeni di scaling	Stima qualità del prodotto finito
Ca	x	x	x
Mg	x	x	x
Na	x		x
K	x		
Ba		x	
Sr		x	
Fe		x	
Mn		x	
SiO ₂		x	
Cl	x		x
SO ₄	x	x	
F		x	
CO ₂ - HCO ₃ - CO ₃	x	x	x
B			x

Il pH dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa è un parametro utile al fine di poter prevedere i possibili fenomeni di precipitazione della durezza. Inoltre il pH esercita una forte influenza sul livello di rimozione di basi deboli e acidi deboli, tra i quali nel presente lavoro è di particolare interesse appunto il boro.

La temperatura è un parametro importante nel determinare la permeabilità della membrana all'acqua e ai Sali e per monitorare i fenomeni di scaling.

Il potenziale fouling è una caratteristica importante dell'acqua alimentata al processo di osmosi, poiché ha una grossa influenza sulla stabilità nel tempo delle prestazioni della membrana, e quindi sulla sua vita utile. Il potenziale fouling dipende dalla tipologia di acqua alimentata e dall'entità dei pre-trattamenti.

Nel caso della dissalazione di acqua di mare si considera generalmente:

- alto potenziale fouling: acqua di mare da captazione superficiale e pre-trattamenti convenzionali (sedimentazione, filtrazione)
- basso potenziale fouling: acqua di mare da captazione con pozzi costieri (beach well) o da captazione superficiale con pre-trattamenti a membrana UF/MF

Solo alcune delle caratteristiche chimiche e chimico-fisiche dell'acqua alimentata all'impianto oggetto del presente lavoro sono note, come indicato in *Tabella 4.39*. In particolare fini della valutazione del processo di osmosi inversa non sono note le concentrazioni di diverse specie chimiche, in particolare la concentrazione del boro e di alcune specie di interesse ai fini del monitoraggio dei rischi di scaling (*Aquedotto Pugliese, AQP 2005*).

Inoltre non è noto il potenziale fouling dell'acqua alimentata all'unità di osmosi, tuttavia data la presenza dell'unità di pre-trattamento di Ultra Filtrazione si ipotizza che il SDI dell'acqua alimentata all'unità di osmosi sia stabilmente inferiore a 3 (*Fritzmann et al., 2007*).

Tabella 4.39. *Caratteristiche chimiche e chimico fisiche note per l'acqua di mare alimentata all'impianto oggetto del presente lavoro. Non è nota la concentrazione di tutte le specie ioniche di interesse ai fini del dimensionamento della sezione di osmosi inversa evidenziate in Tabella 31. Inoltre non sono noti gli indici di fouling dell'acqua alimentata all'impianto, quali SDI, NTU, SS,*

TOC.

Parametro	U.M.	Valore	Fonte
Ca	ppm	423	AQP, 2005
Mg	ppm	1.380	AQP, 2005
Na	ppm	11.720	AQP, 2005
K	ppm	525	AQP, 2005
Cl	ppm	21.000	AQP, 2005
SO ₄	ppm	3.190	AQP, 2005
HCO ₃	ppm	150	AQP, 2005
<i>totale</i>	<i>ppm</i>	<i>38.388</i>	
pH		8	AQP, 2005
T min (5 percentile dei valori osservati)	°C	10	ALLEGATO 1
T max (valore massimo osservato)	°C	28	ALLEGATO 1

In caso l'analisi chimica dell'acqua alimentata non sia nota, ma sia nota ad esempio la sola TDS (o la conducibilità) è possibile dedurre la concentrazione delle diverse specie presenti rifacendosi alla composizione media dell'acqua di mare, riportata in *Tabella 4.40*.

La presenza relativa delle diverse specie ioniche infatti è grosso modo una costante per l'acqua di mare, prescindendo dalla sua salinità (*Dow Water – Technical Manual*).

Tabella 4.40. *Composizione chimica acqua di mare standard: tale composizione si mantiene grosso modo costante per tutte le acque di mare, prescindendo dalla salinità (Dow Water – Technical Manual).*

Cationi	Concentrazione (mg/L)	Anioni	Concentrazione (mg/L)
Ca	410	SiO ₂	0,04 - 8
Mg	1310	Cl	19700
Na	10900	SO ₄	2740
K	390	F	1,4
Ba	0,05	Br	65
Sr	13	NO ₃	< 0,7
Fe	< 0,02	HCO ₃	152
Mn	< 0,01	B	4 - 5
TDS	35000		
pH	8,1		

A partire dalla composizione dell'acqua di mare standard si ottiene una stima della concentrazione delle specie chimiche di concentrazione ignota nell'acqua di mare alimentata all'impianto oggetto del presente studio (Tabella 4.41).

Tabella 4.41. *Composizione chimica acqua di mare alimentata all'impianto oggetto del presente lavoro. Tale composizione è stimata a partire dalla composizione chimica media dell'acqua di mare standard (Tabella 4.40).*

Cationi	Concentrazione (mg/L)	Anioni	Concentrazione (mg/L)
Ca	423	Cl	21000
Mg	1380	SO ₄	3190
Na	11720	F	1,5
K	525	HCO ₃	150
Ba	0,054	B	5,40
Sr	13		
TDS	38490	pH	8

Data la forte variabilità delle prestazioni del processo con la temperatura nel dimensionamento della sezione di osmosi inversa si prendono in considerazione due scenari:

- scenario invernale: scenario di minima temperatura: 10°C
- scenario estivo: scenario di massima temperatura: 28°C

La temperatura assunta per i due scenari è ricavata da un'elaborazione condotta su osservazioni svolte dall'Istituto Superiore Per la Ricerca in campo Ambientale (ISPRA). Per il dettaglio dell'elaborazione condotta si rimanda all'ALLEGATO 1.

In *Tabella 4.42* sono riportati gli scenari considerati per il dimensionamento, la temperatura e la capacità dell'impianto in entrambi gli scenari, e l'impatto della temperatura sulle prestazioni processo.

Tabella 4.42. *Temperatura, capacità impianto e criticità nelle prestazioni del processo negli scenari considerati per il dimensionamento dell'impianto. Lo scenario estivo sarà quello più critico dal punto di vista della rimozione del boro e del rischio fouling, mentre lo scenario invernale sarà quello più critico dal punto di vista idraulico, poiché essendo ridotta la permeabilità delle membrane sarà più alta la pressione idraulica di alimentazione.*

Scenario	Temperatura (°C)	Capacità impianto (m ³ /d)	Impatto su prestazioni del processo
Invernale	10	60.000	Pressione di alimentazione Precipitazione CaSO ₄ , SrSO ₄ e CaF ₂
Estivo	28	60.000	Rimozione boro Precipitazione CaCO ₃ biofouling

Come sovente effettuato nella pratica comune, nel presente lavoro il pH dell'acqua di mare è modificato a monte della sezione di osmosi inversa allo scopo di ridurre il rischio di precipitazione dei carbonati. Come verrà illustrato nel *Cap. 4.7.4.2* il pH dell'acqua di mare, originariamente pari a 8, è ridotto a 7,5 mediante il dosaggio di acido solforico, il cui impiego nel presente lavoro è stato preferito rispetto all'utilizzo di acido cloridrico, poiché di più semplice gestione rispetto a quest'ultimo.

4.7.4. Configurazione della sezione di osmosi inversa

4.7.4.1. Metodologia seguita per la configurazione della sezione di osmosi inversa

La definizione della configurazione della sezione di osmosi inversa si articola nelle seguenti fasi:

1. Scelta del numero di passi
2. Definizione delle portate e del *recovery* relativi a ciascun passo
3. Scelta del numero di stadi per ciascun passo e scelta dello staging ratio
4. Scelta del *average flux rate* (L/m²/h)
5. Scelta del numero di membrane
6. Scelta del numero di Pressure Vessels
7. Verifica del rispetto dei vincoli idraulici e meccanici suggeriti dal costruttore di membrane in modo da salvaguardare la resistenza meccanica delle membrane e in modo da contenere il rischio fouling

Tale procedura è schematizzata in *Figura 4.18*.

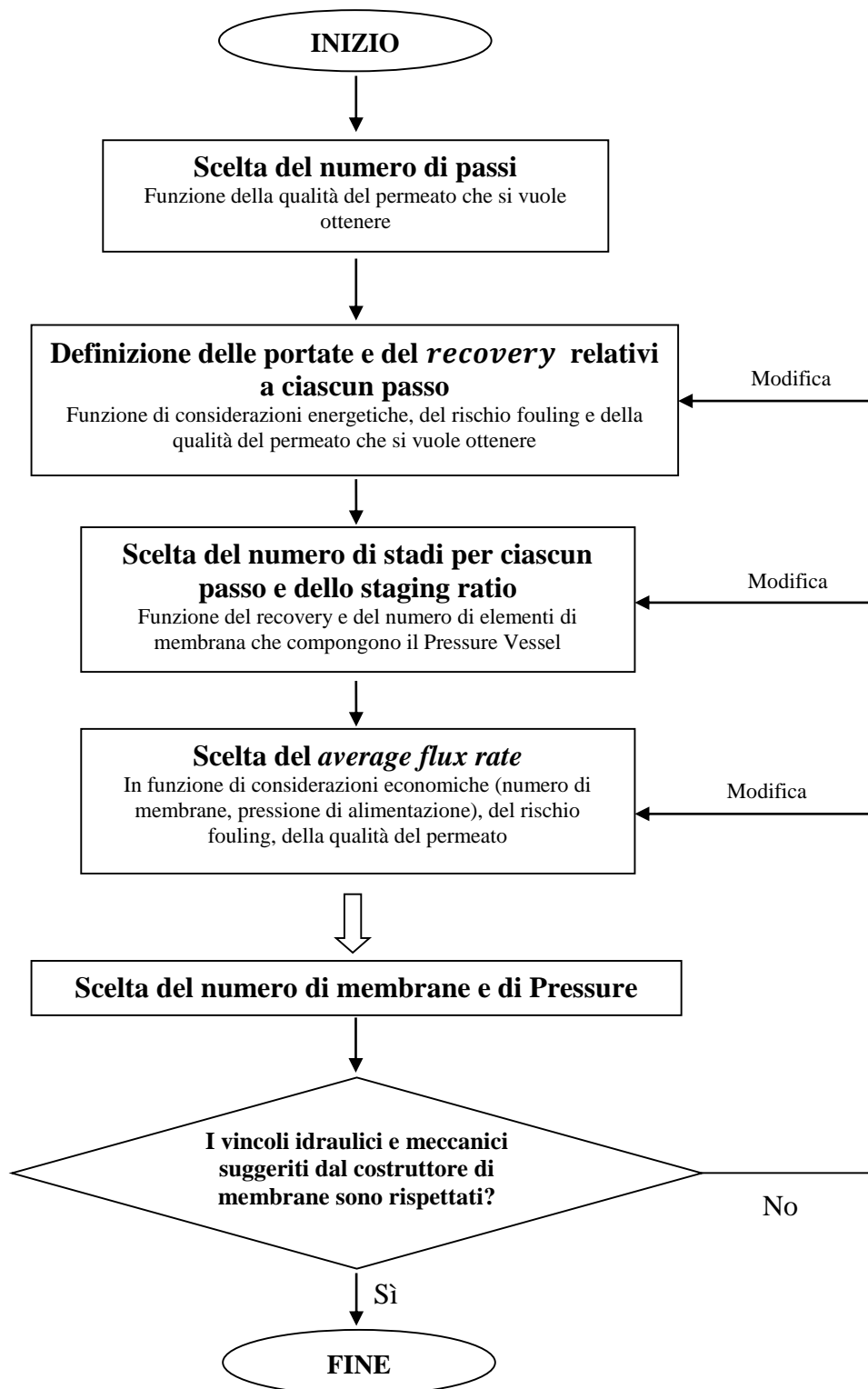


Figura 4.18. Diagramma di flusso relativo alla procedura di configurazione della sezione di osmosi inversa. La configurazione scelta deve garantire il rispetto dei vincoli idraulici e meccanici suggeriti dal costruttore di membrane: ad esempio massima portata alimentabile, minima portata di concentrato e massimo recovery per elemento, massima pressione alimentabile, massima caduta di pressione ammissibile per elemento.

La sezione di osmosi inversa può essere configurata secondo:

- single-pass
- doble-pass: il permeato del primo passo di permeazione è sottoposto ad un secondo passo di permeazione

La scelta dell'una o dell'altra soluzione dipende dalla qualità che si vuole conseguire nel prodotto finito. Ciascun passo può essere strutturato in più stadi, dove il concentrato di uno stadio è sottoposto ad ulteriore stadio di permeazione.

Il numero di stadi è scelto sulla base del *recovery* che si desidera conseguire in ciascun passo e al numero di elementi di membrana che si vuole utilizzare per Pressure Vessel. Sulla base di queste informazioni, per la scelta del numero di stadi ci si può rifare alle indicazioni riportate in *Tabella 4.43.a* e *4.43.b*. Risulta evidente che per la scelta del numero di stadi è necessario definire preliminarmente il *recovery* che si vuole ottenere in ciascun passo e il numero di elementi di membrana con cui comporre il Pressure Vessel.

Tabella 4.43.a. Numero di stadi in funzione del *recovery* e del numero di elementi di membrana per Pressure Vessel. Indicazioni valide per il primo stadio RO operante su acqua di mare (Dow Water – Technical Manual).

System recovery (%)	Number of serial element positions	Number of stages (6-element vessels)	Number of stages (7-element vessels)	Number of stages (8-element vessels)
35 - 40	6	1	1	1
45	7 - 12	2	1	1
50	8 - 12	2	2	1
55 - 60	12 - 14	2	2	1

Tabella 4.43.b. Numero di stadi in funzione del *recovery* e del numero di elementi di membrana per Pressure Vessel. Indicazioni valide in caso si operi su acque salmastre o sul permeato del primo stadio RO (Manuale DOW).

System recovery (%)	Number of serial element positions	Number of stages (6-element vessels)
40 - 60	6	1
70 - 80	12	2
85 - 90	18	3

Come possibile osservare nelle precedenti tabelle, maggiore è il *recovery* che si vuole conseguire, maggiore è il numero di stadi che è consigliato utilizzare. Questi stadi saranno caratterizzati da un numero decrescente di Pressure Vessels, in modo da garantire un'adeguata velocità del flusso d'acqua all'interno di ciascun Pressure Vessel, la quale tenderebbe a diminuire per effetto della permeazione di parte del flusso alimentato. Una velocità del flusso d'acqua troppo bassa all'interno del Pressure Vessel determinerebbe infatti:

- un eccessivo effetto di polarizzazione (il fattore β diventa più alto)
- una eccessiva perdita di carico nei primi elementi di membrana, dovuta alla elevata velocità del flusso alimentato in seguito alla necessità di evitare velocità troppo basse negli ultimi elementi del Pressure Vessel, da cui:
 - più rapida usura meccanica della superficie della membrana
 - l'esigenza di una maggior pressione di alimentazione per evitare di trovarsi al termine del Pressure Vessel con una pressione idraulica insufficiente a vincere la pressione osmotica del concentrato

Qualora un passo sia costituito da più stadi è necessario definire lo staging ratio, ossia il rapporto tra i Pressure Vessels utilizzati nei diversi stadi.

Ad esempio in un doppio stadio uno staging ratio 2:1 significa che il rapporto tra il numero di Pressure Vessels al primo stadio e il numero di Pressure Vessels al secondo stadio è pari a 2.

Un parametro molto importante per la scelta del numero di membrane da utilizzarsi è il flusso specifico medio di permeato (*average flux rate*), definito come:

$$average\ flux\ rate = \frac{Q_{permeato\ passo}}{Area_{membrana} \cdot \# membrane\ passo} \quad (4.25)$$

Come visto nel *Cap. 2.6.6* è bene trovare un compromesso progettuale tra il fatto di:

- lavorare ad elevato *average flux rate*:
 - riducendo il numero di membrane da impiegare e quindi i costi capitali
 - riducendo il contenuto di specie ioniche nel permeato

d'altra parte così facendo la pressione di alimentazione deve essere più elevata (e così i costi operativi) ed è più alto il rischio fouling

- lavorare a basso *average flux rate*, riducendo i costi di esercizio (la pressione di alimentazione è più bassa) e contenendo il rischio fouling

I valori suggeriti dai costruttori di membrane per il parametro *average flux rate* in funzione della qualità dell'acqua alimentata sono indicati in *Tabella 4.44*. Si osservi che maggiore è SDI, ossia maggiore è la tendenza al fouling dell'acqua alimentata, più bassi sono i valori suggeriti per *average flux rate*. In altre parole se la tendenza al fouling dell'acqua alimentata è alta, onde contenere il rischio fouling è consigliabile operare con un *average flux rate* più basso.

Tabella 4.44. Valori suggeriti per il parametro *average flux rate* in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling (Dow Water, Hydranautics, Toray – Technical Manuals, GE Water – Technical Manuals).

	Tipologia di acqua alimentata			fonte
	Acqua di mare – open intake con pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali	Permeato RO1	
	SDI < 3	SDI < 5	SDI < 1	
average flux rate [L/m ² /h]	13 – 20	11 – 17	36 – 43	Dow Water
	13,6 – 20,4 (typical: 17)	11,9 – 17 (typical: 13,6)	30,6 – 40,8 (typical: 35,7)	Hydranautics
	15 – 19 (≤ 20)	12 – 16 (≤ 17)	35 – 39 (≤ 45)	Toray
	14 – 20	10 – 17	31 – 41	Ge Water

Scelto il valore di *average flux rate* relativo a ciascun passo si ottiene una prima stima del numero di membrane in ciascun passo necessario a garantire tale *average flux rate*.

Il numero di membrane da utilizzarsi in ciascun passo si ricava come:

$$\# membrane_{passo} = \frac{Q_{permeato_{passo}}}{A_{membrana} \cdot average\ flux\ rate} \quad (4.26)$$

dove, a parte i termini di significato noto, con $A_{membrana}$ si intende l'area del singolo elemento di membrana, così come specificato dai costruttori di membrane.

Stabilito il numero di membrane da utilizzarsi, e scelto il numero di membrane da utilizzare in ciascun Pressure Vessel, si ricava il numero di Pressure Vessels da impiegare come:

$$\# Pressure\ Vessels_{passo} = \frac{\# membrane_{passo}}{\# membrane / Pressure\ Vessel} \quad (4.27)$$

In un passo multi-stadio questo numero di Pressure Vessels andrà ripartito tra gli stadi secondo lo staging ratio.

Esiste un limite massimo al *average flux rate*, legato a:

- limite massimo sulla pressione di alimentazione, legato alla limitata resistenza meccanica delle membrane
- la necessità di limitare il flusso specifico di permeato ($L/m^2/h$) nei primi elementi di membrana del Pressure Vessel e di conseguenza il relativo *recovery* al fine di contenere il rischio fouling

Un flusso specifico eccessivo nei primi elementi di membrana ne incrementa il fattore di polarizzazione, e quindi il rischio fouling. Inoltre un *recovery* eccessivo nei primi elementi di membrana determina una velocità del flusso troppo bassa negli ultimi elementi di membrana del Pressure Vessel, e di conseguenza un incremento del fenomeno di polarizzazione, risultando in:

- un aumento del rischio fouling in questi elementi di membrana
- uno spiccato aumento della pressione osmotica negli ultimi elementi di membrana, che limitando il flusso specifico di permeato in tali elementi determina la necessità di un ulteriore incremento della pressione di alimentazione, fatto che andrebbe ad alimentare ulteriormente il fenomeno
- un peggioramento della qualità del permeato negli ultimi elementi di membrana dovuto ad un forte gradiente di concentrazione di soluti transmembrana e ad una bassa produzione di permeato

D'altra parte esiste un limite minimo al *average flux rate* legato a:

- la ragione economica di ridurre il numero di membrane e quindi il costo iniziale dell'impianto
- la ragione di mantenere una elevata qualità del permeato
- la necessità di mantenere una minima velocità del flusso all'interno delle membrane tale da limitare il fenomeno di polarizzazione

Nel dimensionamento del sistema di osmosi inversa tutti questi aspetti vanno tenuti in considerazione: a questo scopo l'ideale è rifarsi all'esperienza, tuttavia i costruttori di membrane vengono in contro fornendo dei valori guida per alcuni parametri idraulici e meccanici (*Tabelle 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c e 4.45.d*).

Attenendosi a questi valori guida è possibile contenere il rischio fouling e limitare la sollecitazione meccanica delle membrane. I valori guida non differiscono in maniera particolare tra le diverse marche di membrane.

Dunque scelta la configurazione del processo e definite le portate si verifica il rispetto dei vincoli relativi ai seguenti parametri idraulici e meccanici:

- massima portata di alimentazione per elemento di membrana
- minima portata di concentrato per elemento di membrana
- massimo *recovery* per elemento di membrana
- massima portata di permeato per elemento di membrana
- massimo valore ammissibile per il fattore di polarizzazione β
- massima pressione di alimentazione ammissibile
- massima perdita di carico per elemento di membrana

Non tutti questi parametri sono prevedibili con sufficiente accuratezza senza l'uso del foglio di calcolo o analisi mediante il software, e pertanto il loro rispetto sarà verificato solo a valle di questo tipo di analisi. Nelle seguenti tabelle non è indicata la massima pressione di alimentazione ammissibile, poiché questa è fortemente variabile in funzione del modello di membrana. Ad esempio membrane per acqua di mare tollerano una pressione massima talora anche superiore a 80 bar, mentre membrane per acqua salmastra tollerano una pressione massima di circa 40 bar.

I costruttori di membrane indicano in ogni caso la massima pressione ammissibile per il modello di membrana in questione.

Tabella 4.45.a. Limiti indicati da DOW Chemical per alcuni parametri idraulici in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling. I primi due parametri sono i soli valutabili con sufficiente accuratezza a monte dell'analisi mediante software. Il software comunque avvisa qualora siano superati i limiti indicati nella seguente tabella (Dow Water – Technical Manual).

Parametro	Tipologia di acqua alimentata		
	Permeato RO1	Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
	SDI < 1	SDI < 3	SDI < 5
Massima portata di alimentazione per elemento [m³/h]	17 ⁽¹⁾	16 ⁽⁴⁾	14 ⁽⁴⁾
Minima portata di concentrato per elemento [m³/h]	2,3	3	3,4
Massimo recovery % per elemento	30	15	13
Massima portata di permeato per elemento [m³/h]	4,2 ⁽²⁾ – 4,5 ⁽³⁾	1,25 ⁽⁴⁾	1,125 ⁽⁴⁾
Massima caduta di pressione per elemento [bar]	1 (consigliato 0,8)	1 (consigliato 0,8)	1 (consigliato 0,8)

⁽¹⁾ elementi da 400 – 440 ft²

⁽²⁾ elementi da 400 ft²

⁽³⁾ elementi da 440 ft²

⁽⁴⁾ elementi da 380 ft²

Tabella 4.45.b. Limiti indicati da Hydranautics per alcuni parametri idraulici in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling. I primi due parametri sono i soli valutabili con sufficiente accuratezza a monte dell'analisi mediante software. Il software comunque avvisa qualora siano superati i limiti indicati nella seguente tabella. I valori sono tutti riferiti a membrane da 8". (Hydranautics – Technical Manual).

Parametro	Tipologia di acqua alimentata		
	Permeato RO1	Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
	SDI < 1	SDI < 3	SDI < 5
Massima portata di alimentazione per elemento [m³/h]	17	17 (cautelativo: 15)	17 (cautelativo: 14)
Minima portata di concentrato per elemento [m³/h]	1,8 (cautelativo: 2,7)	2,7 (cautelativo: 3,2)	2,7 (cautelativo: 3,6)
Massimo flusso specifico di permeato nel primo elemento di membrana (lmh)	49,3 – 59,5 (typical 51)	32,3 – 49,3 (typical 40,8)	28,9 – 40,8 (typical 34)
Massima caduta di pressione per elemento [bar]	0,69	0,69	0,69
Massima caduta di pressione per vessel [bar]	2,76 (typical: 1,72)	2,76 (typical: 1,72)	2,76 (typical: 1,72)
β (fattore di polarizzazione)	1,7	1,2	1,2

Tabella 4.45.c. Limiti indicati da Toray per alcuni parametri idraulici in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling. I primi due parametri sono i soli valutabili con sufficiente accuratezza a monte dell'analisi mediante software. Il software comunque avvisa qualora siano superati i limiti indicati nella seguente tabella. I valori sono tutti riferiti a membrane da 8". (Toray – Technical Manual).

Parametro	Tipologia di acqua alimentata		
	<i>Permeato RO1</i>	<i>Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well</i>	<i>Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali</i>
	SDI < 1	SDI < 1-2 (3)	SDI < 3 (4)
Massima portata di alimentazione per elemento [m³/h]	17	15	13
Minima portata di concentrato per elemento [m³/h]	2,4	3,6	3,6
Massimo flusso specifico di permeato nel primo elemento di membrana (lmh)	48	35	28
Max recovery % per elemento	30	12	10
Massima caduta di pressione per elemento [bar]	1	1	1
Massima caduta di pressione per vessel [bar]	3 (max 4)	2,5 (max 4)	2 (max 4)
β (fattore di polarizzazione)	1,3	1,2	1,2

Tabella 4.45.d. Limiti indicati da Ge Water per alcuni parametri idraulici in funzione della tipologia di acqua alimentata relativamente al suo potenziale fouling. I primi due parametri sono i soli valutabili con sufficiente accuratezza a monte dell'analisi mediante software. Il software comunque avvisa qualora siano superati i limiti indicati nella seguente tabella. I valori sono tutti riferiti a membrane da 8". (Ge Water – Technical Manual).

Parametro	Tipologia di acqua alimentata		
	<i>Permeato RO1</i>	<i>Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well</i>	<i>Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali</i>
	SDI < 1	SDI < 1-2 (3)	SDI < 3 (4)
Massima portata di alimentazione per elemento [m³/h]	17	14,8	13,6
Minima portata di concentrato per elemento [m³/h]	1,8	2,3	2,3
Massimo flusso specifico di permeato nel primo elemento di membrana (lmh)	51	42	31
Max recovery % per elemento	35	15	15
β (fattore di polarizzazione)	1,3	1,2	1,2

A monte dell'analisi condotta mediante il foglio di calcolo o il software in genere è possibile verificare con sufficiente accuratezza il non sfioramento dei limiti relativi alla massima portata di alimentazione ammissibile per elemento e alla minima portata di concentrato da garantire per elemento. La prima verifica è effettuata sul primo elemento del primo stadio di ciascun passo, la seconda sull'ultimo elemento di membrana di ciascun passo. In genere non si dispone di dati a sufficienza per poter effettuare la verifica anche per gli stadi intermedi a ciascun passo (se presenti). La portata d'acqua alimentata al primo elemento di membrana Q_{in} del primo stadio di ciascun passo si ricava come:

$$Q_{in\,first\,element} = \frac{Q_{in\,passo}}{\#PV_{s\,primo\,stadio}} \quad (4.28)$$

La portata di concentrato relativa all'ultimo elemento di membrana del PV dell'ultimo stadio di ciascun passo Q_{conc} si ricava come:

$$Q_{conc\,last\,element} = \frac{Q_{conc\,passo}}{\#PV_{s\,ultimo\,stadio}} \quad (4.29)$$

Se i valori ricavati mediante la (4.28) e la (4.29) sono conformi ai limiti indicati in *Tabella 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c e 4.45.d* è possibile procedere con l'analisi mediante software, altrimenti è necessario riconfigurare il sistema al fine di garantire il rispetto di tali limiti. In *Tabella 4.46* è riportato il significato dei parametri idraulici e meccanici indicati nelle *Tabella 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c e 4.45.d*, ossia è indicato l'effetto di ciascun parametro sulle prestazioni del processo.

Tabella 4.46. *Effetto dei parametri idraulici e meccanici da tenere in considerazione nel dimensionamento del processo di osmosi inversa: uno sfioramento di questi parametri in un senso o nell'altro può portare a un peggioramento delle prestazioni del processo. I costruttori di membrane suggeriscono dei valori guida per questi parametri (Tabella 4.45).*

Parametro	Effetto su	Risultato	Soluzioni possibili
Massima pressione idraulica	Sollecitazione meccanica delle membrane	Danneggiamento delle membrane	Ridurre la pressione di alimentazione
Massima portata di alimentazione per elemento	Velocità del flusso di acqua all'interno della membrana e quindi sulle perdite di carico	Se eccessiva determina intense perdite di carico, con significativo stress meccanico delle membrane	Aumentare il numero di Pressure Vessels in parallelo nel relativo stadio
Minima portata di concentrato per elemento	Velocità del flusso di acqua all'interno della membrana	Se troppo bassa determina un intensificarsi del fenomeno di polarizzazione per via di una scarsa turbolenza, e di conseguenza: <ul style="list-style-type: none"> • del rischio fouling • della pressione osmotica (e dunque della pressione di alimentazione richiesta) • della qualità del permeato 	Ridurre il numero di Pressure Vessels in parallelo nel relativo stadio oppure ridurre il <i>average flux rate</i> . Questo se troppo alto può determinare un forte sbilanciamento del flusso specifico di permeato all'interno del Pressure Vessel e quindi una bassa portata di alimentazione negli ultimi elementi di membrana
Massimo flusso specifico di permeato nel primo elemento di membrana	Fattore di polarizzazione nei primi elementi di membrana	Incremento del rischio fouling nei primi elementi di membrana	<ul style="list-style-type: none"> • contropressione nel permeato nel primo elemento: riduce la pressione efficace, e dunque il flusso specifico di permeato • Pressure Vessel ibrido: primi elementi di membrana a bassa permeabilità, ultimi elementi ad alta permeabilità • Booster pump tra due stadi • Ridurre <i>average flux rate</i> • disporre i Pressure Vessels su più stadi
	Velocità del flusso di acqua negli ultimi elementi di membrana	Intensificarsi del fenomeni di polarizzazione negli ultimi elementi di membrana, con le conseguenze viste prima	
Massimo recovery per elemento	Conseguenza del precedente: concorre nel determinare gli effetti sopra evidenziati		

Per ovviare ad un eccessivo flusso specifico di permeato nei primi elementi di membrana è possibile procedere come segue:

- ✓ applicare una contropressione al permeato nei primi elementi di membrana: questa pratica riduce la pressione efficace e quindi il flusso specifico di permeato
- ✓ impiegare una configurazione ibrida di Pressure Vessel:
 - membrane ad elevata Rejection nelle posizioni di testa del PV
 - membrane ad elevata permeabilità nelle ultime posizioni del PV
- ✓ interporre un booster pump in modo da incrementare a pressione idraulica negli ultimi elementi di membrana, incrementandone di conseguenza la produzione di permeato: questa soluzione consentirebbe di ridurre la pressione di alimentazione (e quindi la produzione di permeato) nei primi elementi di membrana
- ✓ ridurre il *average flux rate*: riduce la pressione di alimentazione e dunque la pressione efficace nei primi elementi di membrana
- ✓ disporre i Pressure Vessel su più stadi ed eventualmente

Nei Pressure Vessels a configurazione ibrida si va a limitare il flusso di acqua e di Sali attraverso la membrana utilizzando membrane High Rejection, e a incrementare il flusso degli ultimi elementi utilizzando membrane ad elevata permeabilità. Il profilo di produzione di permeato risulterà più appiattito e meno sbilanciato, come evidenziato in *Figura 4.19*.

Conseguenze di tale soluzione sono (*Peñat et al., 2011*):

- una riduzione di 3 – 6 bar della pressione di alimentazione necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato
- un contenimento dei fenomeni di Fouling e Scaling
- un miglioramento della qualità del permeato

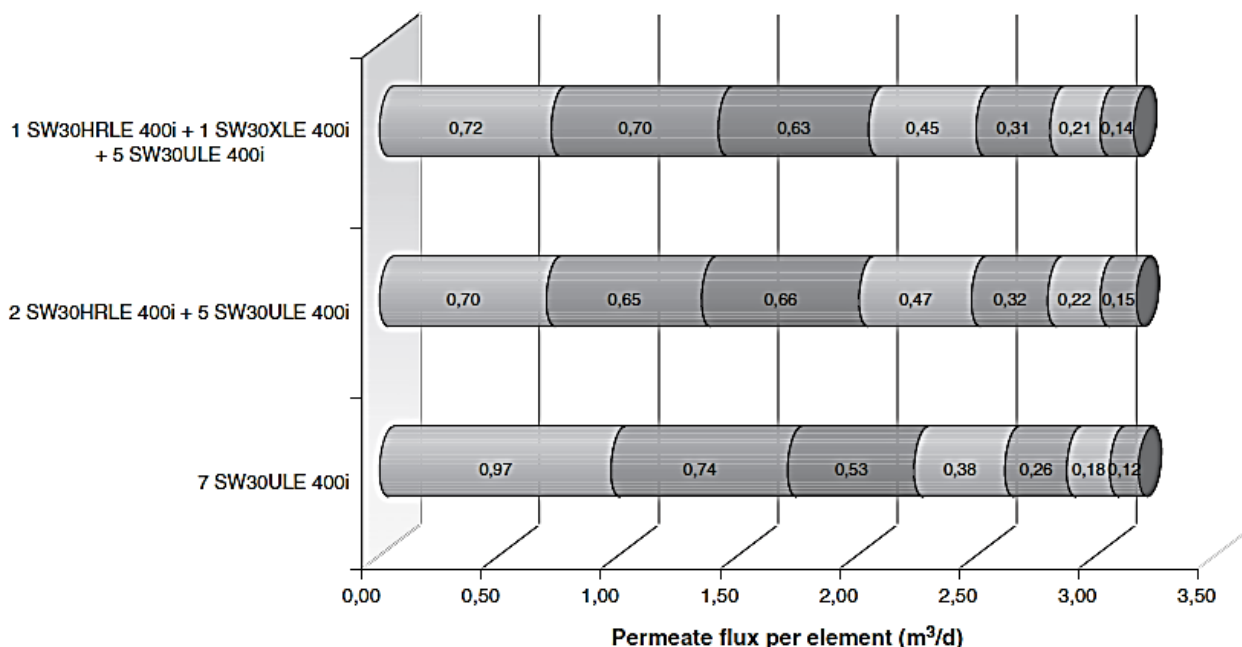


Figura 4.19. Distribuzione del flusso di permeato ottenibile utilizzando diverse combinazioni di membrane all'interno dello stesso Pressure Vessel. Si osservi che utilizzando un Pressure Vessel a configurazione ibrida, costituito da membrane a bassa permeabilità in testa e membrane ad elevata permeabilità in coda, la produzione di permeato risulta più "spalmata" sul Pressure Vessel. (*Peñat et al., 2011*).

Come visto nel *Cap. 3.3.1* qualora il *recovery* da conseguire fosse elevato risulta utile applicare una delle seguenti soluzioni :

- Operare con più stadi all'interno dello stesso passo, come indicato in *Tabella 4.43.b*
- Operare con un singolo stadio ed effettuare un parziale ricircolo del concentrato

Nella prima soluzione descritta i Pressure Vessel sono disposti su più stadi in serie dove il concentrato del primo stadio è sottoposto ad ulteriore stadi di osmosi inversa. Infatti per ottenere un elevato *recovery* è necessario operare con una pressione di alimentazione più elevata: questo può determinare un'eccessiva produzione di permeato nei primi elementi di membrana, e dunque come ampiamente discusso incrementando il rischio fouling negli ultimi elementi di membrana e incrementando parecchio la pressione di alimentazione necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato. Come spiegato in precedenza gli stadi in serie saranno costituiti da un numero decrescente di Pressure Vessels.

Nella seconda soluzione il parziale ricircolo del concentrato consente di controllare la velocità del flusso di acqua concentrata all'interno delle membrane, contenendo il fenomeno di polarizzazione.

4.7.4.2. Scelta dello schema impiantistico e del numero di passi

In *Figura 4.20* è rappresentato lo schema impiantistico adottato per la sezione di osmosi inversa.

La linea di osmosi inversa è impostata secondo uno schema double-pass, finalizzata a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 1 mg/L, come evidente dal bilancio in massa di *Figura 4.15* (Cap. 4.6.2), di seguito richiamata.

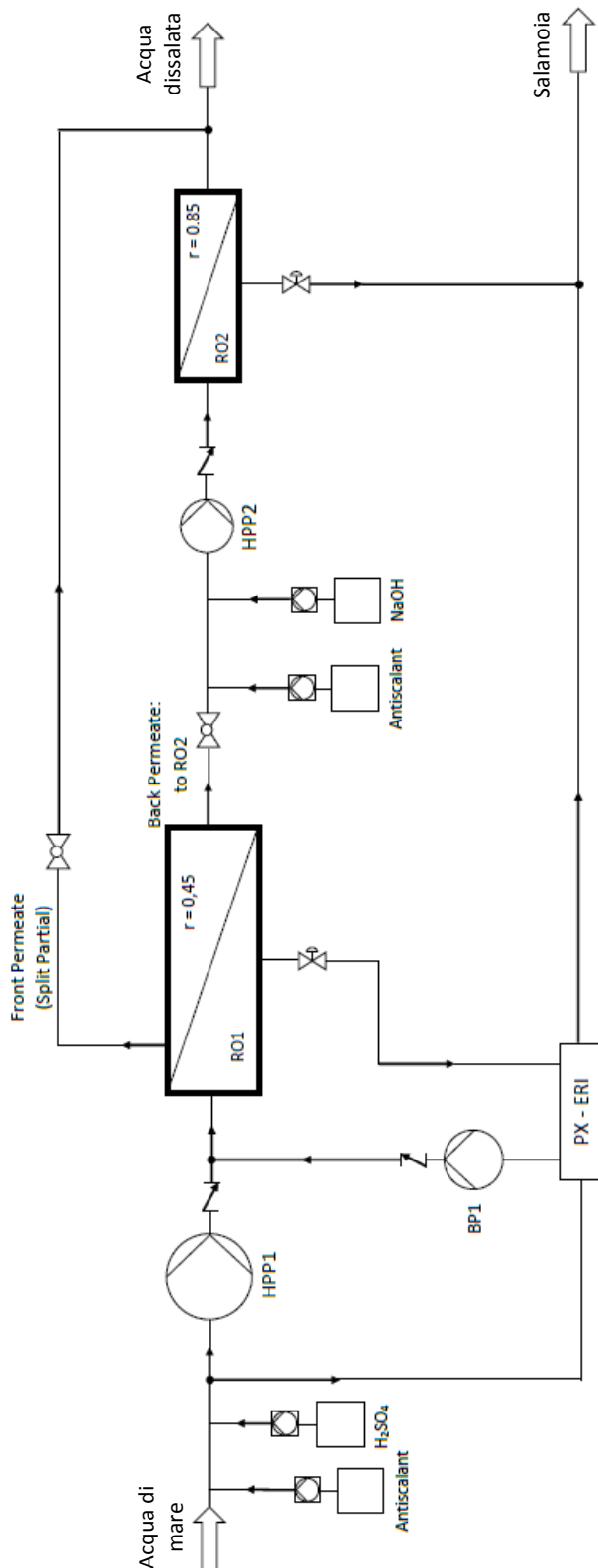


Figura 4.20. Schema impiantistico relativo alla sezione di osmosi inversa. Si adotta uno schema double-pass dove il secondo passo è finalizzato alla rimozione del boro. L'acqua pre-trattata è alimentata ad elevata pressione all'interno di RO1 a pH 7,5. L'alta pressione è fornita da una pompa centrifuga multistadio (HPP1). Parte del permeato prodotto dai primi elementi di membrana (Front Permeate) bypassa il secondo passo (Split Partial). La restante quota parte de permeato (Back Permeate) è sottoposto nuovamente a osmosi (RO2), alla quale è alimentata mediante una pompa centrifuga multi stadio (HPP2). L'acqua è alimentata a RO2 con pH pari a 10. La percentuale di bypass è pari al 70% in estate e aumenta al diminuire della temperatura, in quanto l'efficienza di rimozione del boro è maggiore a bassa temperatura. Alle minime temperature è effettuato un solo passo di osmosi. Un dispositivo Pressure Exchanger (PX) consente di recuperare con un'efficienza del 96% circa l'energia posseduta dal concentrato di RO1, trasferendola ad una quota parte del flusso di acqua alimentata a RO1. La pressione dell'acqua di alimento pressurizzata mediante il PX- ERI è inferiore alla pressione di alimentazione richiesta in RO1: la quota parte di prevalenza residua è pertanto fornita da una Booster Pump (BP1).

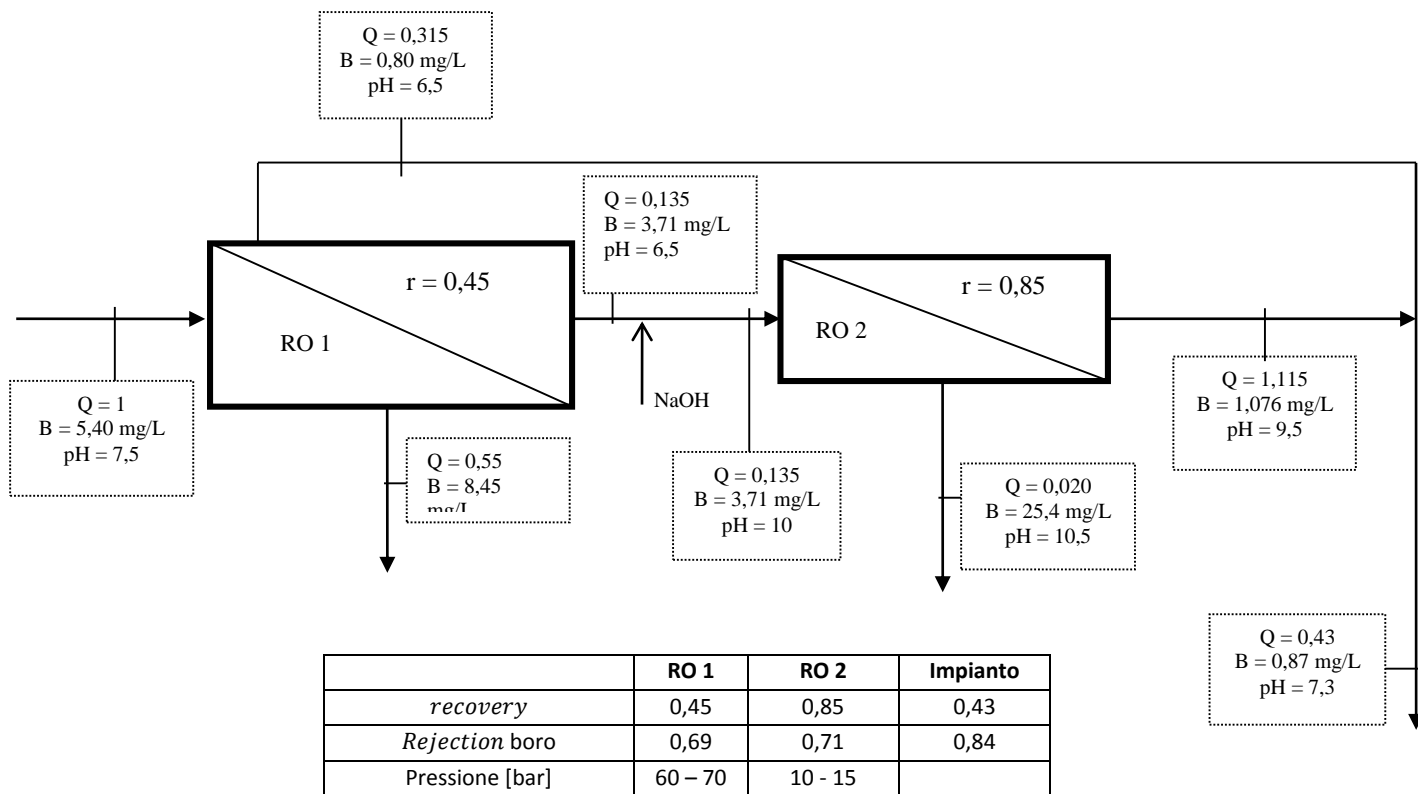


Figura 4.15. Bilancio di massa relativo alla soluzione B1. Lo schema impiantistico consiste in un doppio stadio sul permeato: il 40% del permeato del primo stadio RO è sottoposto ad ulteriore unità RO (RO2) operante a pH 10. La concentrazione di boro nel prodotto finito è con un certo margine di sicurezza inferiore a 1 mg/L, e il recovery d'impianto è circa pari al 43%. I valori di Rejection assunti sono giustificati nel Paragrafo 4.6.2.

L'acqua preventivamente sottoposta ai pre-trattamenti è alimentata al primo passo di osmosi (RO1) ad elevata pressione e pH 7,5. L'alta pressione è fornita da una pompa centrifuga multistadio (High Pressure Pump 1), mentre l'aggiustamento del pH è ottenuto mediante dosaggio di acido solforico.

Il primo passo di osmosi opera con un *recovery* pari a 0,45.

In RO1 i Pressure Vessels sono strutturati secondo una configurazione ibrida (Internal Stage Design), dove nelle prime tre posizioni sono utilizzate membrane High Rejection, mentre nelle ultime quattro posizioni sono utilizzate membrane ad elevata permeabilità. Come visto questo sistema consente di ridurre la spesa energetica e contenere i problemi di fouling, incrementando così la vita utile delle membrane. Inoltre questo sistema risulta molto utile in caso si effettuino uno Split Partial (vedi dopo).

Il permeato prodotto dai primi elementi di membrana del Pressure Vessel (Front Permeate) bypassa il secondo passo di osmosi (Split Partial). Il permeato prodotto dai restanti elementi di membrana (Back Permeate), di qualità inferiore al precedente come visto da considerazioni teoriche (Figura 2.10 Cap.2.2.3), è sottoposto al secondo passo di osmosi (RO2). Il fatto che i primi elementi di membrana in RO1 siano di tipo High Boron Rejection, fa sì che la concentrazione di boro nel Front Permeate, il quale andrà a costituire gran parte del prodotto finito, sia molto bassa.

La percentuale di permeato di RO1 che bypassa RO2 può essere modulata in relazione al fatto che le condizioni operative (essenzialmente temperatura), siano o meno favorevoli alla rimozione del boro, oppure anche al verificarsi di una significativa variazione della concentrazione di boro nell'acqua alimentata all'impianto. Considerando i due casi estremi di temperatura: nello scenario estivo si effettua un bypass del

70%, mentre alle temperature minime invernali si prevede di effettuare un single-pass, e quindi di mettere in disfunzione RO2.

RO2 è realizzato a pH 10 e opera con *recovery* pari a 0,85. Il secondo passo è finalizzato alla rimozione del boro, allo scopo di garantirne una concentrazione nel prodotto finito inferiore a 1 mg/L.

In RO2 sono impiegate membrane per acqua salmastra (Brackish Water).

Il secondo passo è strutturato secondo uno schema multi-stadio, con due stadi di osmosi, soluzione resa necessaria dall'elevato *recovery* del secondo passo. Se si operasse con un solo stadio si avrebbe un drastico calo della velocità all'interno del Pressure Vessel e di conseguenza un intenso effetto di polarizzazione, che incrementerebbe il rischio scaling, incrementerebbe la concentrazione di boro nel prodotto finito e richiederebbe una maggior pressione di alimentazione per ottenere il *recovery* desiderato.

Lo staging ratio effettivo tra il primo e il secondo stadio di RO2 è 1,78:1.

In fase di progetto si prevede di installare un circuito per il ricircolo del concentrato di RO2 in RO1, operazione che consentirebbe di ridurre i costi dell'acqua prodotta.

Il concentrato di RO2 tra l'altro è caratterizzato generalmente da una salinità inferiore all'acqua di mare: da qui la possibile convenienza di riciclarlo. Tuttavia tale flusso sarà caratterizzato da una concentrazione di boro molto elevata (Figura 4.15), e pertanto il suo riciclo in RO1 potrebbe peggiorare la qualità del prodotto finito, e poiché nel caso in esame il boro è sottoposto a particolari restrizioni nell'acqua prodotta, quella del ricircolo potrebbe diventare una opzione non conveniente. Dunque si prevede l'installazione del circuito di ricircolo, ma il suo funzionamento e la percentuale del ricircolo saranno stabiliti solamente in fase di esercizio dell'impianto.

L'alimento ad alta pressione alle sezioni RO1 e RO2 è effettuato mediante 6 pompe centrifughe multistadio operanti in parallelo, dotate di sistema di sistema per la regolazione della velocità di rotazione del rotore.

Il numero di pompe è così scelto allo scopo di conferire modularità al sistema di alimentazione.

Come dispositivo di recupero energetico si è utilizzato il Pressure exchanger (PX) di tipo ERI, le cui caratteristiche saranno approfondite nel Cap. 4.9.

I parametri *recovery*, pH di alimentazione a ciascun passo e della percentuale di bypass sono stati scelti in modo simultaneo, cercando di trovare un buona compromesso tra:

- Il fatto di operare con un *recovery* elevato entro il range di valori ottimale (che minimizza il costo specifico per l'intero processo di dissalazione), in modo da ridurre il costo di dissalazione rapportato al m³ di acqua dissalata e il fatto di limitare il *recovery* al fine di ridurre il rischio fouling e scaling ai danni delle membrane
- Il fatto di operare a pH elevato, incrementando così la percentuale di bypass, e il fatto di contenere il pH, riducendo così il rischio di incrostazioni da carbonato di calcio sulle membrane

Per la scelta del *recovery* da adoperarsi in RO1 giocano un ruolo importante considerazioni di carattere energetico ed economico. Come visto nel (Cap. 2.6.3) all'aumentare del *recovery* che si vuole conseguire aumenta la pressione osmotica del concentrato e di conseguenza la pressione di alimentazione al processo. Infatti in prima battuta la salinità del concentrato C_C è funzione del *recovery* secondo la seguente:

$$C_C = \frac{C_{IN}}{1-recovery} \quad (4.30)$$

Poiché la pressione osmotica di una soluzione è proporzionale alla sua salinità come:

$$\pi = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot TDS$$

ne segue che la pressione osmotica del concentrato è così legata al *recovery*:

$$\pi_c = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot C_c = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{C_{IN}}{1-recovery} \quad (4.31)$$

Sulla base della (31) in *Figura 21* è plottata la pressione osmotica del concentrato in funzione del *recovery*. All'aumentare del *recovery* aumenta la salinità del concentrato e così la sua pressione osmotica, e di conseguenza la pressione idraulica di alimentazione necessaria a conseguire tale *recovery*. La curva plottata in *Figura 21* è ottenuta per una salinità in ingresso di 38.500 ppm TDS: all'aumentare di tale valore la curva sarà chiaramente traslata verso l'alto.

Si definisce energia minima teorica specifica esprime la spesa energetica minima rapportata al m³ di acqua prodotta dal processo necessaria a vincere la pressione osmotica. In un sistema con dispositivo di recupero energetico in grado di recuperare con efficienza pari a E_f l'energia posseduta dal concentrato, la relazione tra l'energia minima teorica specifica $W_{MIN th}$ si può formulare tramite la seguente relazione.

$$W_{MIN th} = \frac{\pi_c \cdot (1 - E_f \cdot (1 - recovery))}{recovery} \quad (4.32)$$

dove π_c è la pressione osmotica posseduta dal concentrato.

Questa relazione è rappresentata in *Figura 21*, dove si è considerata un'efficienza E_f del dispositivo di recupero energetico (ERI) pari a 0,96.

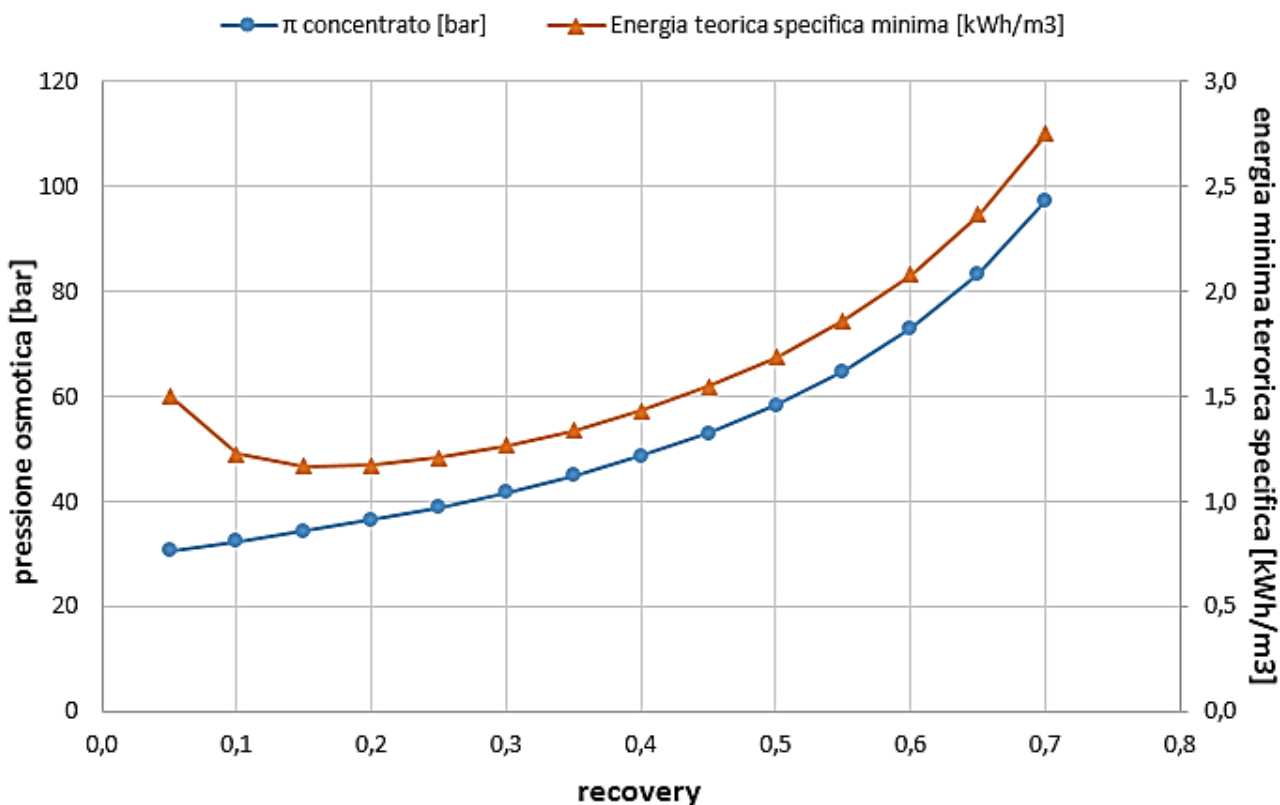


Figura 4.21. Pressione osmotica del concentrato (π concentrato, bar) ed energia minima teorica specifica (kWh/m³) in funzione del *recovery* del processo di osmosi inversa. All'aumentare del *recovery* aumenta la salinità del concentrato e così la sua pressione osmotica, e di conseguenza la pressione idraulica di alimentazione necessaria a conseguire tale *recovery*. Nel caso in esame la salinità dell'acqua alimentata al processo è pari a 38.500 ppm TDS. L'energia minima teorica specifica esprime la minima spesa energetica, rapportata al m³ di acqua prodotta dal processo, necessaria a vincere la pressione osmotica. L'energia minima specifica è calcolata tramite la (32), considerando l'impiego di un sistema di recupero energetico in grado di recuperare con efficienza pari al 96% l'energia posseduta dal concentrato e come si osserva dal grafico presenta un minimo in corrispondenza di un *recovery* pari a 0,15 circa.

Sulla base di quanto emerge da *Figura 4.21* il *recovery* che ottimizza la spesa energetica è pari al 15% circa. Tuttavia bisogna tenere in considerazione anche il fatto che l'acqua alimentata al processo proviene da prelievo (intake) e da pre-trattamenti, operazioni che rappresentano un costo: ridurre il *recovery* significa aumentare il costo specifico (costo rapportato al m³ di acqua prodotta dall'osmosi inversa) del intake e dei pre-trattamenti. Pertanto nella pratica si opera in RO1 con un *recovery* più elevato, e tipicamente compreso tra 0,35 – 0,5 (*M. Wilf, 2007*).

All'interno di questo range operare con *recovery* elevato consente di ridurre il costo specifico dell'intero processo di dissalazione, tuttavia al contempo possono rilevarsi le seguenti problematiche:

- Aumentano i rischi scaling e fouling
- Aumenta la pressione idraulica di alimentazione al processo, tanto da rischiare lo sfioramento del limite massimo di pressione idraulica tollerabile dalle membrane, che in genere poco superiore a 80 bar
- Aumentando la pressione idraulica di alimentazione aumenta il flusso specifico di permeato nei primi elementi di membrane del Pressure Vessel, andando ad intensificare così i fenomeni di polarizzazione

Di conseguenza il valore di *recovery* effettivamente adottato dipende dalle caratteristiche dell'alimento in termini di:

- Salinità: in conseguenza alla quale aumenta la pressione idraulica di alimento, con il rischio di sfioramento del limite di resistenza meccanica tollerabile dalle membrane (*Cap. 2.6.3*)
- Temperatura: basse temperature richiedono una elevata pressione di alimentazione per ottenere un dato *recovery* (*Cap. 2.6.4*) e aumenta il rischio scaling da CaSO₄, SrSO₄ e CaF₂, mentre ad alte temperature aumenta il rischio scaling da carbonato di calcio
- Alcalinità, durezza e contenuto di altri ioni in equilibrio con Sali poco solubili (es. SO₄, Ba,...)
- Potenziale fouling, il quale in gran parte è funzione dell'entità dei pre-trattamenti

Nel caso in esame la salinità dell'alimento non è particolarmente elevata, e il potenziale fouling è piuttosto basso avendo effettuato un pre-trattamento a membrane UF. La temperatura assume un range piuttosto ampio di valori, ma mai particolarmente estremi.

Sulla base di queste considerazioni, anche avvalendosi di valori di esperienza di impianti a piena scala, in prima battuta si decise di restringere il campo di ricerca del valore di *recovery* con il quale operare ad un range compreso tra 0,4 e 0,45.

Il valore da scegliersi in definitiva doveva trovarsi di comune accordo con il valore del pH di alimento, il quale a sua volta si rifletteva sull'intensità di rimozione del boro in RO1, e quindi sulla percentuale di bypass da assumersi.

Allo scopo di ricerca dei valori di pH e *recovery* e percentuale di bypass di RO2 con i quali operare si sono effettuate diverse prove con l'ausilio dei software commerciali di analisi delle prestazioni del processo.

Per valutare se il livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato fosse accettabile ci si è attenuti alle indicazioni riportate in *Tabella 4.47*.

Tabella 4.47. Livello di saturazione ammissibile per alcuni Sali poco solubili in presenza di antiscalant (*M. Wilf, 2007*)

	Massimo ammissibile
LSI	1,8
S&DSI	1,0
CaSO₄	230
SrSO₄	800
BaSO₄	6000
SiO₂	100 (max 150)

Osservando i risultati delle prove effettuate focalizzando l'attenzione sul rischio scaling, e tenuto conto del fatto che:

- si è effettuato un pre-trattamento con membrane UF, e pertanto l'acqua di alimento ha un basso potenziale fouling e i costi di pre-trattamento sono elevati
- il rischio di sfioramento della pressione massima tollerabile dalle membrane è praticamente nullo data la salinità di alimento non particolarmente elevata e date le temperature minime non particolarmente basse

si è scelto di operare RO1 a pH 7,5 e *recovery* 0,45. In queste condizioni la percentuale di bypass necessaria nello scenario estivo a garantire il limite sul boro nel prodotto finito, anche in funzione delle condizioni operative del secondo passo, è pari al 70%.

Si è scelto di evitare di ricorrere a soluzioni di pre-addolcimento dell'acqua in alimento in quanto ritenute nel caso in esame poco opportune, e pertanto economicamente poco convenienti.

Assunto tale *recovery*, attenendosi a quanto indicato in *Tabella 43.b*, RO1 è strutturando con un singolo stadio, con 7 membrane per vessel.

In RO2 il pH è scelto pari a 10 allo scopo di ottenere un accettabile livello di rimozione del boro. Operando con valori di pH più bassi infatti il *Rejection* del boro in RO2 sarebbe infatti alquanto basso (inferiore al 70%), fatto che obbligherebbe a ridurre significativamente la percentuale di bypass, obbligando a incrementare i costi legati al secondo passo di osmosi. D'altra parte operando a pH 10 il consumo di chemicals è elevato, ma i relativi oneri si ritengono meno importanti rispetto al fatto di impiegare un maggior numero di membrane e una maggiore spesa energetica per il pompaggio di una maggiore portata di acqua.

Operare con un pH maggiore di 10 è ritenuto eccessivo sia per quanto riguarda il rischio di incrostazioni da idrossido di magnesio e carbonato di calcio, sia nei confronti del range di pH ammissibile per l'esercizio delle membrane RO (tipicamente compreso tra 2 e 11, *Hydranautics website*).

Nel secondo passo RO il *recovery* del secondo passo RO si aggira tipicamente attorno a 0,85 – 0,90 per pH superiore a 9,5 (*M. Wilf, 2007, DWPR, 2009*).

La scelta del *recovery* in RO2 è dettata essenzialmente da esigenze di segno opposto:

- Avere un elevato *recovery* per non penalizzare l'economia del processo
- Non eccedere con il *recovery* per evitare il rischio di precipitazione di Sali poco solubili, che in tal caso sarebbero idrossido di magnesio e carbonati

Si sceglie di operare in RO2 con *recovery* 0,85 poiché questa soluzione aiuta a mantenere più elevata la velocità del flusso all'interno delle membrane, limitando così i fenomeni di polarizzazione, e perché a seguito di prove eseguite con i software di progettazione risulta un rischio scaling significativamente più basso rispetto alla situazione in cui si operi con *recovery* 0,90.

Il secondo passo è realizzato secondo una configurazione bistadio, con 6 membrane per vessel. Tale soluzione è stata preferita rispetto a quella con ricircolo.

Nonostante la soluzione a stadio singolo con parziale ricircolo del concentrato consenta di controllare meglio il fenomeno della polarizzazione, aumenta la concentrazione di boro nel permeato, obbligando di conseguenza a ridurre la percentuale di bypass, come peraltro è stato riscontrato da prove effettuate con il software.

Poiché si ritiene di rilievo questo aspetto e poiché attraverso le stesse prove con il software si è constatato che un'adeguata progettazione della configurazione bistadio consentisse di contenere il fenomeno di polarizzazione a livelli accettabili, si è scelto per l'adozione di questa soluzione.

Peraltro la soluzione a singolo stadio con parziale ricircolo del concentrato implica una maggior movimentazione di acqua da parte della pompa di alimentazione, incrementando i costi fissi (per la pompa) e i consumi energetici.

Si è optato per una configurazione bistadio piuttosto che per una configurazione tristadio (come invece suggerito in *Tabella 43.b*), che nonostante consenta un miglior controllo della velocità del flusso all'interno della membrana (e quindi del fenomeno di polarizzazione) determina delle perdite di carico particolarmente alte, e le membrane dell'ultimo stadio sono esposte in modo particolare a rischio scaling, più di quanto avvenga nella configurazione bistadio.

In RO2 lo staging ratio scelto in prima battuta è 2:1, in altre parole il numero di Pressure Vessels impiegati nel primo stadio è grosso modo il doppio di quello impiegato nel secondo stadio. Tuttavia, come verrà approfondito nel *Cap. 4.7.4.4*, al fine di rispettare alcuni parametri idraulici suggeriti dai costruttori di membrane e al fine di contenere il fattore di polarizzazione si è adottato uno staging ratio 1,78:1. Questa scelta è stata effettuata a valle dell'effettuazione di prove con i software di analisi delle prestazioni del processo, poiché essi consentono una previsione sufficientemente accurata del fenomeno della polarizzazione e dei parametri idraulici di rilievo ai fini del corretto funzionamento del processo.

Nel presente paragrafo si è potuto constatare, come peraltro anticipato nel *Cap. 4.7.4.1 (Figura 4.18)*, come l'impostazione dello schema impiantistico e dei principali parametri di processo sia ottenuto soltanto a valle di un procedimento iterativo, dove dall'analisi critica dei risultati forniti dalla stima delle prestazioni del processo si è agito sulle caratteristiche dell'acqua alimentata o sulla configurazione del processo, onde garantire un buon funzionamento del processo.

4.7.4.3. Dimensionamento tramite procedura tecnica: definizione delle portate

Come visto nel precedente paragrafo il *recovery* è stato scelto sulla base della necessità di minimizzare il più possibile il costo del processo di dissalazione rapportato al m³ di acqua dissalata e di limitare i fenomeni di scaling e fouling.

Scelto il *recovery* si determinano le portate dei flussi di alimento al processo, di acqua dissalata e di concentrato, sulla base della richiesta di acqua dissalata da parte dell'utenza finale.

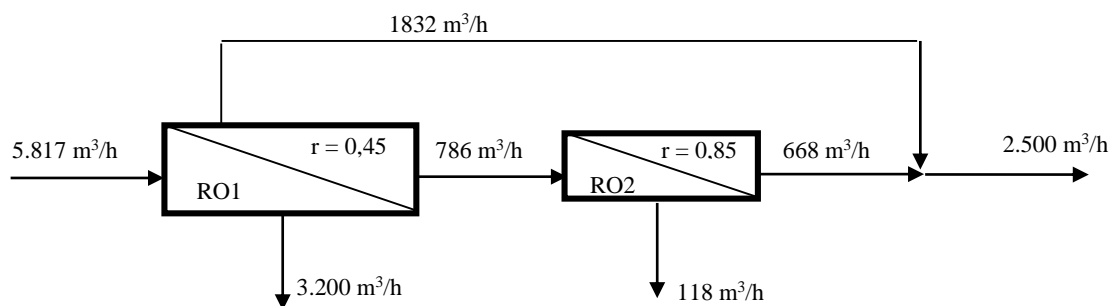
La portata che deve produrre l'impianto è:

- nello scenario invernale pari a 60.720 m³/d, ossia 2.530 m³/h, dei quali:
 - 2500 m³/h sono per utenza civile
 - 30 m³/h di alimentazione ad una seconda unità di osmosi inversa per la produzione di acqua demineralizzata per utenza industriale, per la produzione di vapore per caldaia
- nello scenario estivo pari a 60.000 m³/d, ossia 2.500 m³/h, esclusivamente per utenza civile

Nello scenario estivo il 70% del permeato di RO1 bypassa RO2. Dato che il *recovery* di RO1 è 0,45 e di RO2 è 0,85, nello scenario estivo il *recovery* complessivo dell'unità di osmosi inversa sarà pari al 43%. Ne deriva che la portata di acqua da alimentare all'unità di osmosi è 139.608 m³/d, ossia 5.817 m³/h.

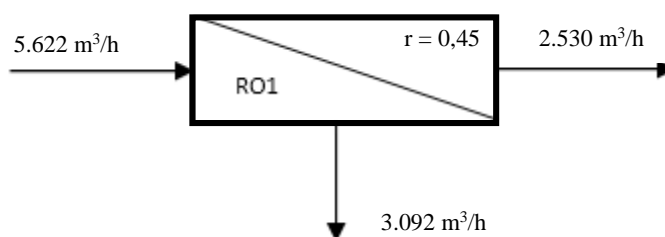
Nello scenario invernale, essendo attivo solo RO1, il *recovery* complessivo dell'unità RO sarà 0,45, dunque la quantità di acqua da alimentare all'unità di osmosi è 134.928 m³/d, ossia 5.622 m³/h, inferiore rispetto allo scenario estivo.

In *Figura 4.22.a* e *4.22.b* sono riportati i bilanci di portata per l'unità di osmosi inversa, relativamente agli scenari estivo e invernale.



	<i>recovery</i>
RO1	0,45
RO2	0,85
Impianto	0,43

Figura 4.22.a. Scenario estivo: bilancio in massa relativo alla sezione di osmosi inversa. Il 70% del permeato di RO1 bypassa RO2: il flusso di bypass è il più alto che si verifica durante l'anno poiché a temperatura più alta è più critica la rimozione del boro.



	<i>recovery</i>
RO1	0,45
RO2	Non operativo
Impianto	0,45

Figura 4.22.b. Scenario invernale: Bilancio in massa relativo alla sezione di osmosi inversa. È attivo il solo passo RO1, perché le basse temperature sono più favorevoli alla rimozione del boro. Ne deriva che la quantità di acqua da alimentare al processo di osmosi è più bassa rispetto allo scenario invernale

4.7.4.4. Dimensionamento tramite procedura tecnica: calcolo del numero di membrane e di Pressure Vessels da utilizzarsi

Scelto lo schema impiantistico, impostati alcuni parametri di processo e definite le portate dei flussi di alimento, di permeato e di concentrato, si passa al calcolo del numero di membrane e di Pressure Vessels da utilizzarsi.

In *Tabella 4.48* è riepilogato il numero di passi adottato e il *recovery*, il numero di stadi, il numero di membrane per Pressure Vessel e lo staging ratio impiegati in ciascun passo.

Tabella 4.48. Numero di stadi per ciascun passo, numero di membrane per ciascun Pressure Vessel e staging ratio impiegati.

Passo	<i>recovery</i>	Elementi di membrana per Pressure Vessel	Numero di stadi	Staging ratio
RO1	0,45	7	1	1
RO2	0,85	6	2	1,78:1

In *Tabella 4.49* è invece indicata la tipologia di membrane RO impiegate in ciascun passo.

Come anticipato in RO1 si è scelto di utilizzare una configurazione del Pressure Vessel di tipo ibrida, dove:

- nelle prime tre posizioni sono utilizzate membrane High Rejection
- nelle ultime quattro posizioni sono utilizzate membrane ad elevata permeabilità

Come visto questo sistema consente di ridurre la pressione di alimentazione, e così la spesa energetica e contenere i problemi di fouling, incrementando così la vita utile delle membrane.

In RO2 allo scopo di limitare il fenomeno di polarizzazione negli ultimi elementi di membrana inizialmente si era pensato di utilizzare membrane diverse nei due stadi: membrane a bassa permeabilità nel primo stadio, membrane ad elevata permeabilità nel secondo stadio. Tuttavia in seguito si è scelto di non adottare questa soluzione poiché a valle di analisi eseguite con l'ausilio dei software si è osservato un miglior esercizio del processo in termini di polarizzazione e di pressione di alimentazione nella situazione in cui si utilizzava la stessa tipologia di membrane in entrambi gli stadi.

Tabella 4.49. Tipologia di membrane impiegate nei Pressure Vessels ciascun passo: in RO1 si utilizzano membrane per acqua di mare (SWRO), mentre in RO2 si utilizzano membrane per acqua salmastra (BWRO). Inoltre in RO1 si adotta una configurazione ibrida di PV, con membrane di tipo High Rejection nelle prime tre posizioni, e membrane a permeabilità più alta (High Rejection – Low Energy) nelle ultime quattro posizioni.

Passo	Elementi di membrana per Pressure Vessel	Tipologia di membrane impiegate nel PV
RO1	7	Primi tre elementi: SWRO High Rejection Ultimi Quattro elementi: SWRO High Rejection – Low Energy
RO2	6	BWRO

Il numero di membrane da utilizzarsi in ciascun passo si ricava mediante la (4.26), di seguito richiamata:

$$\# \text{ membrane}_{\text{passo}} = \frac{Q_{\text{permeato}}_{\text{passo}}}{A_{\text{membrana}} \cdot \text{average flux rate}} \quad (4.26)$$

Come evidente in *Figura 4.22.a* e *Figura 4.22.b* la maggior portata di permeato in RO2 e RO1 è prodotta nello scenario estivo, e pertanto il calcolo del numero di membrane e Pressure Vessels è effettuato con riferimento a tali valori di portata, indicati in *Tabella 4.50*.

Tabella 4.50. Valori di portata di permeato in RO1 e RO2 relativi allo scenario estivo. Tali valori sono utilizzati per una prima stima del numero massimo di membrane e Pressure Vessels necessario in ciascun passo, poiché la maggior portata transitante nell'impianto si ha nello scenario estivo.

Passo	Portata permeato (m ³ /h)
RO1	2.618
RO2	668

Nel presente lavoro sono utilizzate membrane da 440 ft² (40,88 m²), sia in RO1, sia in RO2.

Per la scelta del numero di membrane da utilizzarsi è necessario definire il valore del *average flux rate* con il quale si intende operare.

Come visto nel *Cap. 2.6.6* è bene trovare un compromesso progettuale tra il fatto di:

- lavorare ad elevato *average flux rate*:
 - riducendo il numero di membrane da impiegare e quindi i costi capitali
 - riducendo il contenuto di specie ioniche nel permeato

d'altra parte così facendo la pressione di alimentazione deve essere più elevata (e così i costi operativi) ed è più alto il rischio fouling

- lavorare a basso *average flux rate*, riducendo i costi di esercizio (la pressione di alimentazione è più bassa) e contenendo il rischio fouling

La scelta del *average flux rate* è strettamente legata alle caratteristiche dell'acqua di alimento in termini di:

- Salinità: se la salinità dell'acqua di alimento è particolarmente elevata è necessario limitare il *average flux rate*, onde evitare pressioni di alimentazione troppo elevate, che potrebbero determinare uno sfioramento della pressione massima tollerabile dalle membrane
- Temperatura: se particolarmente bassa, operare con un elevato *average flux rate* potrebbe determinare una pressione di alimentazione eccessiva. D'altra parte se la temperatura di alimento è particolarmente alta un valore di *average flux rate* eccessivo potrebbe determinare un incremento significativo dei fenomeni di polarizzazione. Tra l'altro nelle due situazioni estreme di temperatura, in ragione di un maggior rischio scaling e/o fouling, è bene preservarsi in modo particolare dal fenomeno della polarizzazione
- Potenziale fouling: a parità di salinità e temperatura se l'acqua di alimento è caratterizzata da un maggior potenziale fouling è bene limitare il *average flux rate*, poiché diventa più stringente l'esigenza di preservarsi dal fenomeno di polarizzazione

Inoltre la scelta del *average flux rate* è legata al *recovery* con il quale si è scelto di operare, poiché da entrambi dipende la pressione di alimentazione e il rischio scaling e fouling ai danni delle membrane.

In *Tabella 4.44* i costruttori di membrane per acqua di alimento con SDI < 3 suggeriscono per *average flux rate* un range di valori compreso tra 13 – 14 e 20 L/m²/h.

Nel caso in esame l'acqua di alimento non è caratterizzata da una salinità particolarmente elevata (attorno a 38.500 mg/L TDS). Il prelievo è effettuato in mare aperto, ma dato che il pre-trattamento è realizzato con UF, il SDI relativo all'acqua alimentata al processo di osmosi sarà stabilmente inferiore a 3.

La temperatura assume un range di valori piuttosto ampio, ma mai particolarmente estremi.

Questi presupposti, assieme alla necessità di garantire una bassa concentrazione di boro nel prodotto finito e quindi incrementare la percentuale di bypass, potrebbero suggerire l'adozione di un *average flux rate* piuttosto elevato entro il range di valori consigliato dai costruttori di membrane. D'altra parte si è optato per operare con un *recovery* relativamente alto entro il range di valori tipici, e con un pH di alimentazione non particolarmente basso, di conseguenza onde limitare la pressione di alimentazione e il rischio scaling si è scelto di contenere il *average flux rate* con il quale operare.

Sulla base di queste considerazioni e basandosi sui risultati forniti da prove effettuate con i software di analisi del processo RO e su valori di esperienza di impianti alla piena scala (Codemo et al. 2009), in RO1 si sceglie di operare nello scenario estivo con *average flux rate* pari a 16 L/m²/h.

Relativamente al secondo passo RO2 i costruttori di membrane suggeriscono per *average flux rate* un range di valori compreso tra 30 e 43 L/m²/h (Tabella 4.44). Nonostante operare con elevato *average flux rate* consentirebbe di ridurre significativamente la concentrazione di boro nel prodotto finito, si sceglie di lavorare con un *average flux rate* non elevato poiché si temono i problemi di precipitazione di carbonato di calcio e di idrossido di magnesio.

Pertanto in RO2 si sceglie di operare invece con *average flux rate* pari a 35 l/m²/h.

La scelta del *average flux rate* in RO1 e RO2 è inoltre giustificata dalle seguenti considerazioni teoriche. Poiché come visto nel Cap. 2 vale che:

$$J_w = K_w \cdot P_{eff} \quad (2.12)$$

dove:

J_w : flux rate (l/m²h)

K_w : coefficiente di trasferimento di massa relativo all'acqua $[\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}]$

P_{eff} : pressione efficace [bar]

noto il coefficiente di permeabilità delle membrane (Tabella 4.57) e sapendo che la pressione efficace vale 5all'incirca 10 bar in RO1 e 8 bar in RO2 (Cap. 4.7.5), si ricava il *average flux rate* con la (2.12). Di seguito sono riportati i risultati ottenuti.

Tabella 4.51. Giustificazione teorica del *average flux rate* utilizzato nel presente lavoro. I risultati sono ottenuti dall'applicazione della (2.12), noti i valori del coefficiente di permeabilità delle membrane (Tabella 4.57) e della pressione efficace (Cap 4.7.5.).

Passo	K_w (l/m ² /h/bar)	P_{eff} (bar)	<i>average flux rate</i> (L/m ² /h)	Relazione applicata
RO1	1,44	11	16	(2.12)
RO2	4	8	35	(2.12)

Applicando la (4.26) deriva che nello scenario estivo in RO1 è necessario utilizzare 3.941 membrane, mentre in RO2 486 membrane.

Per il calcolo del numero di Pressure Vessels si utilizza la (4.27), di seguito richiamata:

$$\# Pressure Vessels_{passo} = \frac{\#membrane_{passo}}{\#membrane/Pressure Vessel} \quad (4.27)$$

In RO1 sono utilizzati Pressure Vessels composti da 7 elementi di membrana, mentre in RO2 Pressure Vessels composti da 6 elementi di membrana.

Ne deriva che nello scenario estivo in RO1 si utilizzano 572 PVs organizzati in un singolo stadio, mentre in RO2 78 PVs organizzati in due stadi, con staging ratio teorico 1,78:1, dove il primo stadio è costituito da 50 PVs, mentre il secondo stadio da 28 PVs.

Il numero di membrane e di Pressure Vessels da utilizzarsi in ciascun passo sinora è stato definito solo relativamente allo scenario estivo. D'altra parte nello scenario estivo la portata di permeato da prodursi in ciascuno stadio è maggiore rispetto agli altri mesi dell'anno. Pertanto, onde garantire anche negli altri mesi lo stesso *average flux rate* con cui si opera nello scenario estivo, è possibile in tali mesi ridurre il numero di Pressure Vessels operativi. D'altra parte a temperatura più bassa, data la più bassa permeabilità della membrana all'acqua, maggiore è la pressione idraulica necessaria a garantire un dato *average flux rate*. Potrebbe dunque essere utile ridurre l'*average flux rate* a più basse temperature, in modo da ridurre la pressione idraulica e contenere i costi di esercizio. Sulla base di ciò si sceglie nello scenario invernale di tenere operativi in RO1 tutti i Pressure Vessels, con conseguente *average flux rate* pari a 15,5 l/m²/h. Nelle *Tabelle 4.52.a, 4.52.b e 4.53* sono riassunti i dati utilizzati e i risultati relativi al calcolo rispettivamente del numero di membrane e di Pressure Vessels utilizzati in ciascun passo in ciascuno scenario.

Tabella 4.52.a. *Dati utilizzati e risultati relativi alla procedura di calcolo utilizzata la stima del numero di membrane da utilizzarsi in ciascun passo in entrambi gli scenari. Nello scenario invernale il passo RO2 è non operativo (n.o.).*

Scenario	Passo	Q permeato [m ³ /h]	Area membrane [m ²]	Average flux rate [l/m ² /h]	# membrane utilizzate	Formula utilizzata
estivo	RO1	2.618	40,88	16,0	4.004	(26)
	RO2	668	40,88	34,9	468	(26)
invernale	RO1	2530	40,88	15,5	4.004	(26)
	RO2	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.	-

Poiché in RO1 si è configurato il Pressure Vessel secondo una configurazione ibrida, dove nelle prime tre posizioni del PV si sono utilizzate membrane High Rejection, mentre nelle ultime quattro posizioni membrane High Rejection – Low Energy, nella seguente tabella si riporta il numero di membrane utilizzate splittato per tipologia di membrana.

Tabella 4.52.b. *Numero di membrane utilizzato per ciascuna tipologia di membrane, in ciascun passo e relativamente a ciascuno scenario stagionale. Nello scenario invernale il passo RO2 è non operativo (n.o.).*

Scenario	Passo	Tipo di membrane	# membrane utilizzate
estivo	RO1	SWRO High Rejection	1.716
		SWRO High Rejection – Low Energy	2.288
	RO2	Brackish water membranes	468
invernale	RO1	SWRO High Rejection	1.716
		SWRO High Rejection – Low Energy	2.288
	RO2	n.o.	n.o.

Tabella 4.53. *Dati utilizzati e risultati relativi alla procedura di calcolo utilizzata la stima del numero di Pressure Vessels da utilizzarsi in ciascun passo in entrambi gli scenari. Nello scenario invernale il passo RO2 è non operativo (n.o.).*

Scenario	Passo	# membrane utilizzate	# membrane per Pressure Vessel	# Pressure Vessels utilizzati	Formula utilizzata
estivo	RO1	4.004	7	572	(27)
	RO2	468	6	78	(27)
invernale	RO1	4.004	7	572	(27)
	RO2	n.o.	n.o.	n.o.	-

I Pressure Vessels in RO1 sono organizzati in un singolo stadio, mentre in RO2 su due stadi, dove il primo è costituito da 50 PVs, mentre il secondo da 28 PVs.

In ciascun passo e in ciascuno stadio i Pressure Vessels sono organizzati in treni. Il numero di treni deve essere tale da garantire modularità all'impianto, e sulla base dell'esperienza riportata di impianti esistenti alla scala reale si sceglie di utilizzare:

- in RO1: 13 treni da 44 PVs ciascuno
- in RO2:
 - primo stadio: 5 treni da 10 PVs cadauno
 - secondo stadio: 4 treni da 7 PVs cadauno

Quanto appena descritto è riassunto in *Tabella 4.54* e schematizzato in *Figura 4.23* e *Figura 4.24*.

Tabella 4.54. Riepilogo del numero di membrane, di Pressure Vessels, del numero di stadi, dello staging ratio e del numero di treni utilizzati in ciascun passo per ciascuno scenario considerato.

Scenario	Passo	# membrane utilizzate	# membrane per Pressure Vessel	# Pressure Vessels utilizzati	Numero di stadi	Staging ratio effettivo	Numero di treni
estivo	RO1	4.004	7	572	1	572	13
	RO2	468	6	78	2	50:28	5:4
invernale	RO1	4.004	7	572	1	572	13
	RO2	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.

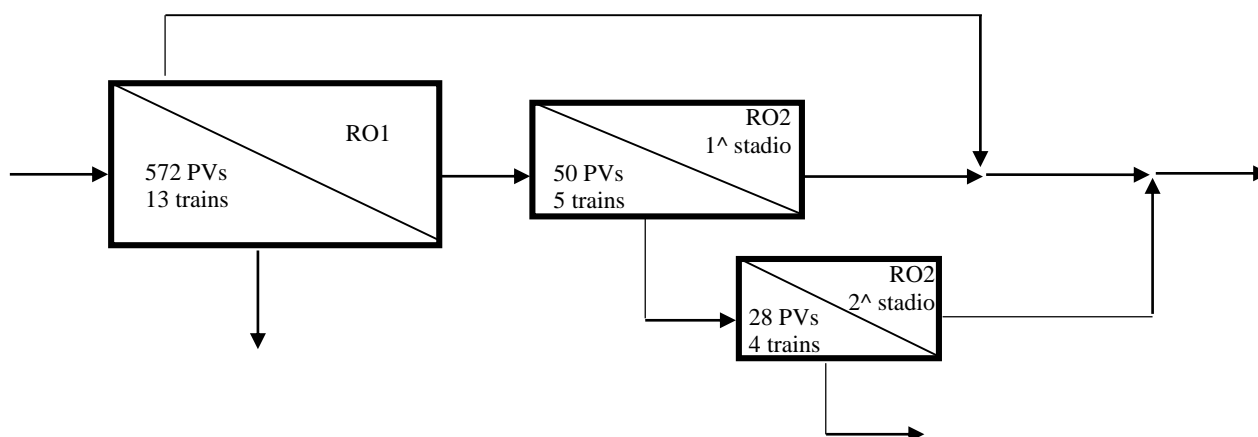


Figura 4.23. Scenario estivo: schema a blocchi rappresentante il numero di Pressure Vessels (PVs) e di treni operativi in ciascun passo e in ciascuno stadio nello scenario estivo.

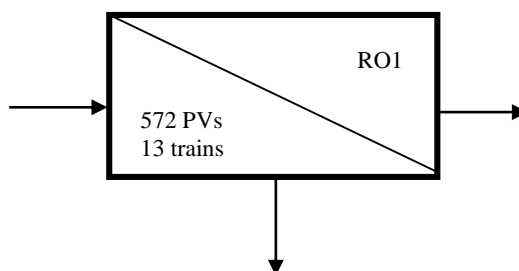


Figura 4.24. Scenario invernale: schema a blocchi rappresentate il numero di Pressure Vessels (PVs) e di treni operativi in ciascun passo e in ciascuno stadio nello scenario invernale.

Si passa ora alla verifica dei seguenti parametri:

- massima portata alimentata per elemento
- minima portata di concentrato per elemento

Si parte dalla verifica della massima portata alimentata per elemento, utilizzando la (28), di seguito richiamata:

$$Q_{in\,first\,element} = \frac{Q_{in\,passo}}{\#PV_{S\,primo\,stadio}} \quad (4.28)$$

Senza l'ausilio di un software di analisi delle prestazioni del processo è possibile solamente calcolare la portata di acqua alimentata al primo elemento di membrana relativo ai Pressure Vessel appartenenti al primo stadio ciascun passo. Così facendo non è dunque possibile calcolare la massima portata di acqua alimentata al primo elemento di ciascun Pressure Vessel appartenente ad altri stadi, cosa che andrebbe verificata per passi strutturati su più stadi, come RO2. Svolgendo i calcoli per entrambi i passi RO1 e RO2 e in entrambi gli scenari (scenario estivo e scenario invernale) si ottiene:

Tabella 4.55. *Dati utilizzati e risultati relativi al calcolo della massima portata di acqua alimentata al primo elemento di ciascun Pressure Vessel appartenente al primo stadio di ciascun passo. Tale portata è calcolata per verificare il rispetto della massima portata alimentabile per elemento di membrana, indicata dai costruttori di membrane (Tabelle 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c, 4.45.d).*

Scenario	Passo	Portata di alimentazione a ciascun passo [m ³ h]	# Pressure Vessels primo stadio	Portata di alimentazione primo elemento [m ³ /h]	Formula utilizzata
Estivo	RO1	5.817	572	10,2	(4.28)
	RO2	785	50	15,7	(4.28)
Invernale	RO1	5.622	572	9,8	(4.28)
	RO2	n.o.	n.o.	n.o.	-

Come è possibile osservare in *Tabella 4.55*, i valori limite indicati in *Tabella 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c, 4.45.d* sono rispettati. Verifica analoga è effettuata per la portata minima di concentrato ($Q_{conc\,last\,element}$) da garantire, utilizzando la (4.29), di seguito richiamata:

$$Q_{conc\,last\,element} = \frac{Q_{conc\,passo}}{\#PV_{S\,ultimo\,stadio}} \quad (4.29)$$

Anche qui senza l'uso del software di analisi delle prestazioni del processo è possibile eseguire tale verifica solo per l'ultimo elemento di membrana appartenente ai PVs dell'ultimo stadio di ciascun passo.

Svolgendo i calcoli per entrambi i passi RO1 e RO2 e in entrambi gli scenari (scenario estivo e scenario invernale) si ottiene quanto riportato in *Tabella 4.56*.

Tabella 4.56. *Dati utilizzati e risultati relativi al calcolo della minima portata di concentrato uscente dall'ultimo elemento di membrane di ciascun Pressure Vessel appartenente all'ultimo stadio di ciascun passo. Tale portata è calcolata allo scopo di verificare il rispetto della minima portata di concentrato da garantire per elemento di membrana, indicata dai costruttori di membrane (Tabelle 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c, 4.45.d).*

Scenario	Passo	Portata di concentrato per ciascun passo [m ³ h]	# Pressure Vessels ultimo stadio	Portata di concentrato ultimo elemento [m ³ /h]	Formula utilizzata
Estivo	RO1	3.200	572	5,6	(4.29)
	RO2	118	28	4,2	(4.29)
Invernale	RO1	3.092	572	5,4	(4.29)
	RO2	n.o.	n.o.	n.o.	-

Come è possibile osservare in *Tabella 4.56*, i valori limite indicati in *Tabella 4.45.a, 4.45.b, 4.45.c, 4.45.d* sono rispettati in entrambi gli scenari. Il rispetto dei restanti parametri idraulici specificati nelle tabelle *4.45.a, 4.45.b, 4.45.c, 4.45.d* sarà verificato invece solamente a valle dell'analisi del processo eseguita con l'ausilio dei software commerciali o del foglio di calcolo, poiché si tratta di parametri non prevedibili mediante un calcolo manuale.

Configurato il processo di osmosi inversa si passa dunque alla fase di analisi del processo mediante:

- procedura speditiva
- ausilio del foglio di calcolo
- ausilio dei software commerciali

4.7.5. Stima delle prestazioni del processo mediante procedura speditiva

Tale procedura richiede come dati di input:

- la portata di alimentazione
- la salinità dell'acqua di alimento
- il numero di membrane utilizzate
- il coefficiente di trasferimento di massa di acqua e di Sali attraverso la membrana
- il *recovery* che si desidera conseguire

L'output consiste in:

- ✓ pressione di alimentazione
- ✓ salinità del permeato

L'iter di calcolo si articola come segue:

1. Si calcola la salinità del concentrato C_C come:

$$C_C = \frac{C_{IN} \cdot (1 + r \cdot (1 - Rej))}{(1 - r)} \quad (4.33)$$

dove r è il *recovery*, C_{IN} è la salinità dell'acqua alimentata al processo, mentre Rej è il *Rejection* relativo ai Sali, assunto in prima ipotesi pari a 0,99.

2. Si calcola la concentrazione media logaritmica C_{ML} di Sali nel comparto di alimentazione come media logaritmica tra la salinità della soluzione in ingresso C_{IN} e la salinità del concentrato C_C :

$$C_{ML} = \frac{C_C - C_{IN}}{\ln\left(\frac{C_C}{C_{IN}}\right)} \quad (4.34)$$

3. Si calcola il flusso specifico di soluti Q_S [g/m²/h] attraverso la membrana come:

$$J_S \approx k_S \cdot C_{ML} \quad (4.35)$$

dove k_S [m/h] è il coefficiente di trasferimento di massa di Sali attraverso la membrana, stimato per la membrana in esame a partire dalle informazioni indicate sul catalogo commerciale, mediante la procedura indicata in *ALLEGATO 3*.

4. Si ricava la concentrazione di soluti nel permeato C_P come:

$$C_P = \frac{J_S}{J_w} \quad (4.36)$$

5. Si ricava il *Rejection* di secondo tentativo relativo ai Sali come:

$$Rej = 1 - \frac{C_P}{C_{IN}} \quad (4.37)$$

6. Si ricava la salinità del concentrato di secondo tentativo attraverso la (4.33), e si ripete la procedura dallo step 1. allo step 6. sino ad convergere ad un valore per C_P e C_C .

7. Si ricava la pressione osmotica nel concentrato come:

$$\pi_C = 0,7584 \cdot 10^{-3} \cdot C_C \quad (4.38)$$

8. La pressione idraulica del concentrato in RO1 deve mantenersi circa 8 - 10 bar superiore alla pressione osmotica del concentrato nello scenario estivo, e circa 12 - 14 bar nello scenario invernale.

Considerando che le perdite di carico nel pressure vessel in RO1 sono di circa 2 bar ne deriva che la pressione idraulica di alimentazione, a seconda della temperatura, deve essere 9 – 12 bar superiore alla pressione osmotica del concentrato.

In RO2 le perdite di carico sono di circa 4 bar (perché ci sono due stadi in serie) e la pressione idraulica del concentrato deve essere superiore di 6 - 9 bar rispetto alla pressione osmotica del concentrato, in funzione della temperatura e del flusso specifico.

In *Figura 4.25* si osserva che la pressione osmotica del concentrato aumenta con il *recovery*, e con essa la pressione idraulica di alimentazione.

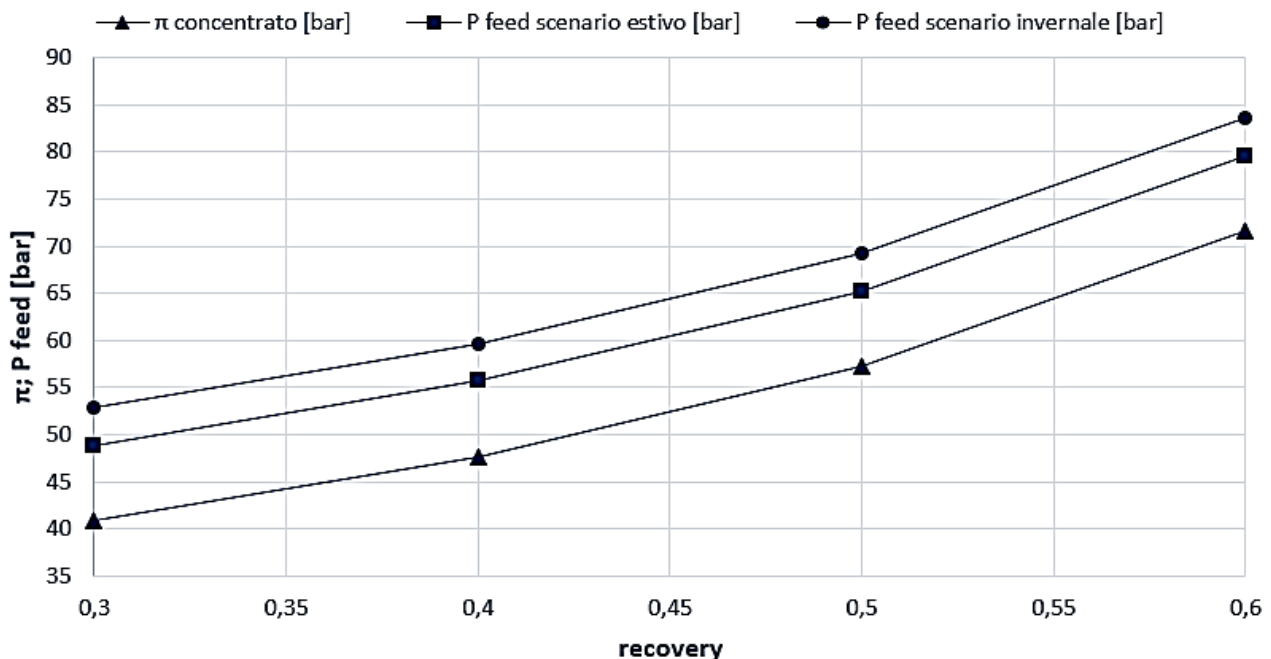


Figura 4.25. Pressione osmotica [bar] relativa al concentrato in funzione del *recovery* che si vuol conseguire in RO1. La situazione è relativa a membrane di tipo *High Rejection* e contempla entrambi gli scenari estivo e invernale. La salinità della soluzione alimentata considerata è pari a 38.500 ppmTDS. La pressione idraulica di alimentazione (*P feed*) necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato è ottenuta incrementando di 8 - 10 bar nello scenario estivo e 12 – 14 bar nello scenario invernale la pressione osmotica del concentrato. Sulla base di queste considerazioni per ottenere un *recovery* del 45% si dovrebbe alimentare il processo con una pressione idraulica di 61 bar circa nello scenario estivo e di 69 bar circa nello scenario invernale.

Si procede dunque con il calcolo.

Per prima cosa è necessario calcolare i valori dei coefficienti di trasferimento di massa relativi all'acqua e ai Sali indicati per le membrane utilizzate.

La procedura utilizzata per il calcolo di questi parametri è quella riportata in *ALLEGATO 2* e *ALLEGATO 3* a partire dalle prestazioni delle membrane indicate nei cataloghi commerciali.

Nei cataloghi commerciali le membrane sono testate a 25°C, ma nel presente lavoro si devono stimare le prestazioni del processo a 10°C (scenario invernale) e a 28°C (scenario estivo). Pertanto si stima il coefficiente di permeabilità all'acqua e ai soluti per queste temperature attraverso le seguenti relazioni, adattate dalle (2.36), (2.37), (2.38):

$$k_W(T) = k_S(25^\circ C) \cdot 1,03^{T-25} \quad (4.39)$$

$$k_S(T) = k_S(25^\circ C) \cdot 1,03^{T-25} \quad (4.40)$$

I risultati ottenuti sono riportati in *Tabella 4.57*.

Tabella 4.57. Valori dei coefficienti di trasferimento di massa dell'acqua (k_W) e dei Sali (k_S) per le membrane utilizzate in RO1 e RO2. Tali parametri sono stimati mediante le procedure indicate in *ALLEGATO 2* e *ALLEGATO 3* a partire dalle prestazioni delle membrane indicate nei cataloghi commerciali. I valori ottenuti sono necessari per eseguire la stima delle prestazioni del sistema mediante procedura speditiva. Nei cataloghi commerciali le membrane sono testate a 25°C, ma nel presente lavoro si devono stimare le prestazioni del processo a 10°C (scenario invernale) e a 28°C (scenario estivo). Si effettua dunque la stima dei coefficienti di trasferimento di massa alle temperature desiderate applicando la (4.39) e la (4.40).

Passo	Mod. membrana	Temperatura	k_W [L/m ² /h/bar]	k_S [m/h]	Procedura
RO1	SWC5 – Hydranautics	25°C	1,44	$7,25 \cdot 10^{-5}$	ALLEGATI 2 e 3
		28°C	1,57	$7,92 \cdot 10^{-5}$	(4.39 e 4.40)
		10°C	0,92	$4,65 \cdot 10^{-5}$	(4.39 e 4.40)
RO2	ESPA 2 – Hydranautics	25°C	4,64	$1,57 \cdot 10^{-4}$	ALLEGATI 2 e 3
		28°C	5,07	$1,72 \cdot 10^{-4}$	(4.39 e 4.40)
			2,98	$1,01 \cdot 10^{-4}$	(4.39 e 4.40)

Di seguito i risultati ottenuti dalla stima della salinità del permeato e della pressione di alimentazione a ciascun passo ottenuti mediante procedura speditiva, relativamente allo scenario estivo (*Tabella 4.58*) e allo scenario invernale (*Tabella 4.59*).

Nello scenario estivo la salinità del prodotto complessivo sarà data da una media pesata tra la concentrazione di permeato ottenuta in RO1 e la concentrazione di permeato ottenuta in RO2, poiché come visto il solo 30% del permeato di RO2 è sottoposto a RO2.

Sulla base di ciò la salinità del prodotto complessivo $C_P \text{ tot}$ si ricava come:

$$C_P \text{ tot} = \frac{0,45 \cdot 0,7 \cdot C_{P1} + 0,45 \cdot 0,3 \cdot 0,85 \cdot C_{P2}}{0,45 \cdot 0,7 + 0,45 \cdot 0,3 \cdot 0,85} \quad (4.41)$$

dove C_{P1} e C_{P2} sono la salinità del permeato ottenute rispettivamente in RO1 e RO2.

Tabella 4.58. Scenario estivo. Risultati ottenuti dal calcolo della salinità del permeato (C_p) e della pressione idraulica di alimentazione (P_{in}) mediante la procedura speditiva. I risultati sono relativi ad una temperatura di 28°C.

parametro	U.M.	definizione	Formula utilizzata	RO1	RO2
k w	l/m ² /h/bar	coefficiente di permeabilità all'acqua della membrana	ALLEGATO 2 e la (4.39)	1,573527	5,07025328
k s	m/h	coefficiente di permeabilità ai Sali della membrana	ALLEGATO 3 e la (4.40)	7,92E-05	0,000171558
flux	l/m ² /h	average flux rate	dato	16	35
Q p	m ³ /h	portata di permeato	dato	2577	696
C in	mgTDS/l	salinità acqua di mare	dato	38500	261
recovery	-		dato	0,45	0,85
Rejection	-		(4.37)	0,993	0,985
C c	mgTDS/l	salinità del concentrato	(4.33)	70214	1764
C ml	mgTDS/l	salinità media logaritmica nel comparto di alimentazione	(4.34)	52778	787
J s	g/h/m ²	flusso specifico di soluti transmembrana	(4.35)	4	0,1
C p	mg/l	salinità del permeato	(4.36)	261	3,9
π c	bar	pressione osmotica del concentrato	(4.38)	53,3	1,3
P_{in}	bar	pressione idraulica di alimentazione	Figura 25	61	11
C_p tot	mg/L	salinità del prodotto finito	(4.41)	193	

Tabella 4059. Scenario invernale. Risultati ottenuti dal calcolo della salinità del permeato (C_p) e della pressione idraulica di alimentazione (P_{in}) mediante la procedura speditiva. I risultati sono relativi ad una temperatura di 10°C. Nello scenario invernale è attivo solamente RO1.

parametro	U.M.	definizione	Formula utilizzata	RO1
k w	l/m ² /h/bar	coefficiente di permeabilità all'acqua della membrana	ALLEGATO 2 e la (4.39)	0,9242812
k s	m/h	coefficiente di permeabilità ai Sali della membrana	ALLEGATO 3 e la (4.40)	4,653E-05
flux	l/m ² /h	average flux rate	dato	16
Q p	m ³ /h	portata di permeato	dato	2577
C in	mgTDS/l	salinità acqua di mare	dato	38500
recovery	-		dato	0,45
Rejection	-		(4.37)	0,996
C c	mgTDS/l	salinità del concentrato	(4.33)	70126
C ml	mgTDS/l	salinità media logaritmica nel comparto di alimentazione	(4.34)	52742
J s	g/h/m ²	flusso specifico di soluti transmembrana	(4.35)	2
C_p	mg/l	salinità del permeato	(4.36)	153
π c	bar	pressione osmotica del concentrato	(4.38)	53,2
P_{in}	bar	pressione idraulica di alimentazione	Figura 25	69

In ragione della limitatezza della procedura speditiva non è stato possibile considerare lo Split Permeate. Per lo stesso motivo si noti inoltre che per il calcolo della pressione osmotica del concentrato non si è tenuto conto del fenomeno di polarizzazione, che incrementerebbe ulteriormente la pressione osmotica (anche del 10 – 30 %).

I risultati relativi alla salinità del permeato differiscono particolarmente da quelli ottenuti dall'analisi eseguita con i software in buona parte per via del fatto che non si è potuto tener conto dello split permeate e dei fenomeni di polarizzazione.

4.7.6. Stima delle prestazioni del processo mediante il foglio di calcolo

Il foglio di calcolo realizzato in sede del presente lavoro, e fornito nel CD-Rom allegato, ha lo scopo di supporto al dimensionamento. In particolare per la prassi di dimensionamento scelta, lo scopo del foglio di calcolo è quello di fornire per il sistema configurato secondo le precedenti indicazioni:

- ✓ la pressione di alimentazione necessaria a conseguire il *recovery* desiderato
- ✓ la concentrazione delle specie ioniche nel prodotto finito
- ✓ livello di saturazione dei Sali nel concentrato
- ✓ valore effettivo dei parametri idraulici di interesse per il corretto esercizio del processo e per evitare danneggiamento alle membrane

Il foglio di calcolo richiede come input:

- portata d'acqua alimentata al processo
- qualità dell'acqua alimentata al processo: Sali disciolti, pH, temperatura
- la pressione di alimentazione scelta
- configurazione del sistema di osmosi:
 - numero di passi
 - numero di stadi per passo
 - numero di Pressure Vessels in ciascun passo e in ciascuno stadio
 - numero di membrane per Pressure Vessel
 - coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua e a ciascun soluto

L'output consiste in:

- ✓ *recovery* conseguibile
- ✓ previsione della qualità del permeato e del concentrato: Sali disciolti e pH
- ✓ previsione del livello di saturazione raggiunto nel concentrato dai Sali poco solubili, informazione utile per la previsione dei possibili fenomeni di scaling all'interno del Pressure Vessel
- ✓ valore dei parametri idraulici di interesse al fine di garantire i vincoli idraulici indicati dal costruttore di membrane

Per ricavare la pressione di alimentazione necessaria ad ottenere il *recovery* desiderato è necessario modificare per tentativi la pressione di alimentazione sino a ottenere il *recovery* voluto.

L'iter procedurale necessario ad effettuare la stima mediante foglio di calcolo si articola nelle fasi indicate in *Figura 4.26*.

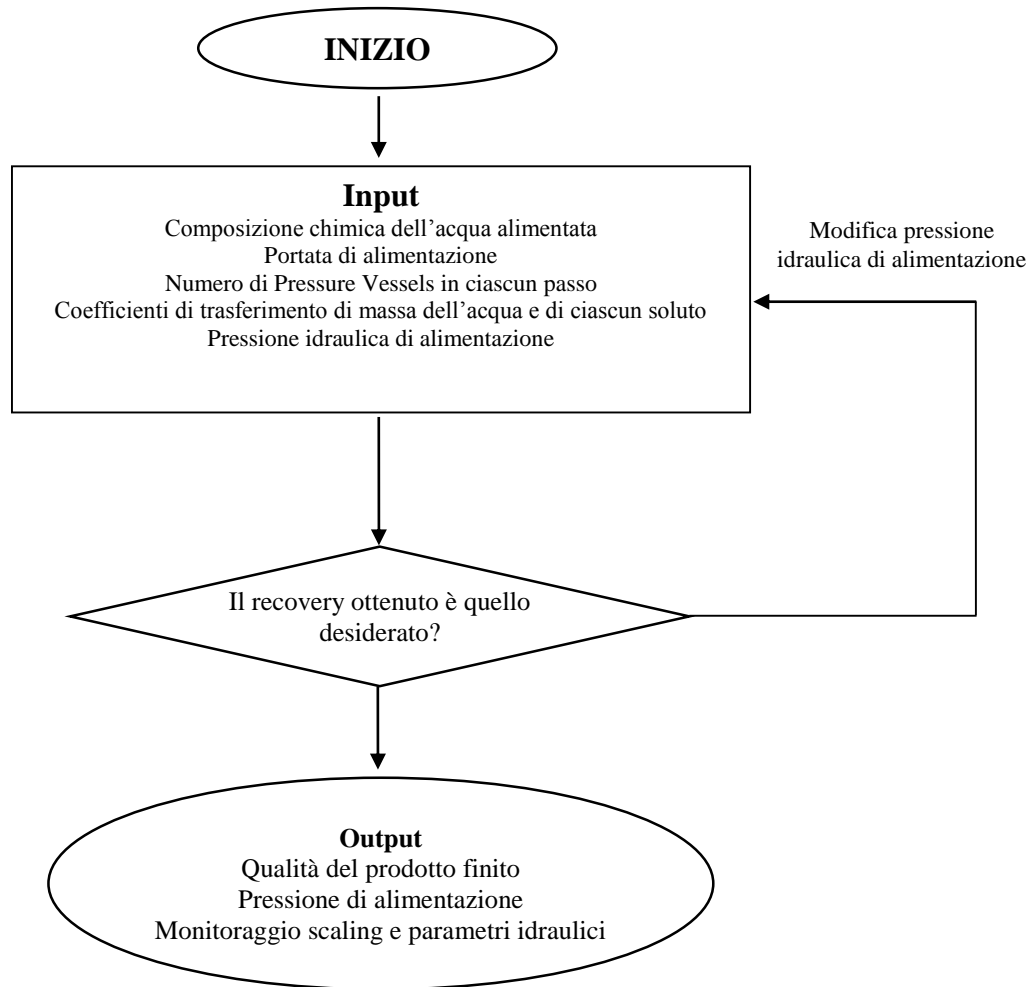


Figura 4.26. Diagramma di flusso relativo alla procedura di analisi delle prestazioni del sistema mediante foglio di calcolo. Per ricavare la pressione di alimentazione necessaria ad ottenere il recovery desiderato è necessario modificare per tentativi la pressione di alimentazione sino a ottenere il recovery voluto.

Si definisce la concentrazione delle specie chimiche presenti nell'acqua alimentata al processo (Tabella 4.60).

Tabella 4.60. Qualità dell'acqua alimentata alla sezione di osmosi inversa: concentrazione delle specie chimiche e pH.

specie	concentrazione (ppm)
Ca	423
Mg	1380
Na	11801
K	525
Ba	0,054
Sr	14
B	5,400
CO3	2
F	1,500
SO4	3208
Cl	21005
HCO3	158
NO3	0
CO2	7,41
pH	7,5
TDS	38523

4.7.6.1. Scenario estivo

Partendo dallo scenario estivo si definiscono le caratteristiche delle membrane utilizzate, in termini di geometria, permeabilità all'acqua e ai soluti, scabrezza.

Tabella 4.61. Scenario estivo: *caratteristiche delle membrane High Rejection utilizzate nei primi tre elementi di membrana del Pressure Vessel al primo passo (RO1): geometria, permeabilità e coefficiente di caduta di pressione. Parametri quali coefficiente di trasferimento di massa all'acqua (k_w) e coefficiente di caduta di pressione sono stati stimati mediante l'ausilio dei software commerciali, rispettivamente mediante la procedura indicata in ALLEGATO 2 e ALLEGATO 4.*

Modello	SWC4MAX (High Rejection membranes)	Hydranautics
Membrane Length (L)	1	m
Membrane Surface (A)	40,88	m ²
Membrane Width (w)	40,88	m
Membrane wound height (h)	0,125	mm
Hydraulic Diameter of section	0,00025	m
Water permeability coefficient	0,98	l/(m ² h bar)
head loss coefficient (δh_L)	1,6	bar s ² /m ³

Tabella 4.62. Scenario estivo: *caratteristiche delle membrane High Rejection utilizzate negli ultimi quattro elementi di membrana del Pressure Vessel al primo passo (RO1): geometria, permeabilità e coefficiente di caduta di pressione. Parametri quali coefficiente di trasferimento di massa all'acqua (k_w) e coefficiente di caduta di pressione sono stati stimati mediante l'ausilio dei software commerciali, rispettivamente mediante la procedura indicata in ALLEGATO 2 e ALLEGATO 4.*

Modello	SWC5-MAX (High Rejection membranes)	Hydranautics
Membrane Length (L)	1	m
Membrane Surface (A)	40,88	m ²
Membrane Width (w)	40,88	m
Membrane wound height (h)	0,125	mm
Hydraulic Diameter of section (dH)	0,00025	m
Water permeability coefficient (k _{water})	1,33	l/(m ² h bar)
head loss coefficient (δh_L)	1,6	bar s ² /m ³

Tabella 4.63. Scenario estivo *Caratteristiche delle membrane utilizzate al secondo passo (RO1): geometria, permeabilità e coefficiente di caduta di pressione. Parametri quali coefficiente di trasferimento di massa all'acqua (k_w) e coefficiente di caduta di pressione sono stati stimati mediante l'ausilio dei software commerciali, rispettivamente mediante la procedura indicata in ALLEGATO 2 e ALLEGATO 4.*

Modello	ESPA2-LD (Brackish water)	Hydranautics
Membrane Length (L)	1	m
Membrane Surface (A)	40,88	m ²
Membrane Width (w)	40,88	m
(h)	0,125	mm
section (dH)	0,00025	m
coefficient (k _{water})	5,15	l/(m ² h bar)
head loss coefficient (δh_L)	1,6	bar s ² /m ³

Tabella 4.64. Scenario estivo *Coefficiente di trasferimento di massa relativo a ciascun soluto per le membrane utilizzate al primo e al secondo passo. Tale coefficiente è ricavato attraverso la procedura descritta in ALLEGATO 3.*

Membrane model	SWC4B	SWC5	ESPA2
Pass	RO1	RO1	RO2
Ca	1,07E-05	1,48E-05	9,80E-05
Mg	1,07E-05	1,48E-05	9,62E-05
Na	5,14E-05	7,12E-05	4,64E-04
K	6,43E-05	8,89E-05	5,79E-04
Ba	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
Sr	1,08E-05	1,51E-05	9,62E-04
CO3	4,68E-06	7,02E-05	5,61E-05
HCO3	8,42E-05	1,17E-04	1,01E-03
SO4	1,17E-05	1,62E-05	1,40E-04
Cl	4,67E-05	6,47E-05	5,60E-04
F	8,96E-05	1,29E-04	1,12E-03
B	1,29E-03	2,90E-03	2,46E-03

Tabella 4.65. Scenario estivo *Configurazione del processo di osmosi: numero di Pressure Vessels e numero di membrane impiegate nel primo passo (RO1) e nel secondo passo (RO2), frazione della portata alimentata che è inviata alla High Pressure Pump (Q2/Q1), e frazione del permeato di RO1 che bypassa RO2 (seconda riga in tabella).*

RO Section Configuration		
ratio of RO1 permeate which bypasses RO2	0,7	
	number of vessels	elements per vessel
First pass (RO1)	572	7
Second pass (RO2) - first stage	50	6
Second pass (RO2) - second stage	28	6

Tabella 4.66. Scenario estivo *Condizioni operative del processo: portata alimentata all'intera sezione di osmosi inversa, pressione di alimentazione in RO1 e RO2, temperatura e pH. La pressione di alimentazione è impostata di primo tentativo, dopodiché si farà variare manualmente la pressione di alimentazione in modo da ottenere in ciascun passo il recovery desiderato. Inoltre nelle ultime tre righe sono da inserire i valori di densità e viscosità dinamica dell'acqua e il coefficiente di diffusione dei soluti in acqua.*

RO - Feed Water characteristics		
Q in	5817	m3/h
P in RO1	64,1	bar
P permeate RO1	0	bar
P in RO2	10,2	bar
P permeate RO2	0	bar
T water	301	K
R	0,08314	bar l/(mol K)
Water density (ρ)	1025	kg/m ³
Water dynamic viscosity (μ)	0,001	kg/m/s
Salt diffusion coefficient (DL)	8E-10	m ² /s
Pressure Exchanger (PX) Performances		
Pressure exchange efficiency	96	%

Impostati i parametri di input come sopra si modifica a tentativi la pressione di alimentazione relativa a ciascun passo sino a ottenere il *recovery* desiderato. Chiaramente all'aumentare della pressione di alimentazione aumenta il *recovery* conseguito.

Il foglio di calcolo elabora i parametri di input ricevuti applicando le relazioni di descrizione del processo presentate nel *Cap. 2*, fornendo come output la qualità e la portata di permeato prodotto.

Ai fini della previsione delle prestazioni del processo si è suddiviso ciascun elemento di membrana da 1 m in 10 passi, come in *Tabella 4.67*.

La procedura indicata in *Tabella 4.67* è ripetuta per tutti gli elementi di membrana costituenti il Pressure Vessel di ciascun passo. In *Tabella 4.68* un esempio di analisi di processo delle variabili intensive su un'intera linea a doppio passo. Nel 1° passo i 7 elementi di membrana sono etichettati da 1/1 a 1/7.

Nel secondo passo invece gli elementi di membrana sono etichettati secondo l'ordine passo/membrana/stadio, e quindi nel primo stadio del secondo passo gli elementi di membrana sono etichettati da 2/1/1 a 2/1/6, mentre nel secondo stadio del secondo passo sono etichettati da 2/2/1 a 2/2/6.

Tabella 4.68. Scenario estivo: esempio di analisi di processo delle variabili di interesse su un'intera linea a doppio passo. Nel 1° passo i 7 elementi di membrana sono etichettati da 1/1 a 1/7. Nel secondo passo invece gli elementi di membrana sono etichettati secondo l'ordine passo/membrana/stadio, e quindi nel primo stadio del secondo passo gli elementi di membrana sono etichettati da 2/1/1 a 2/1/6, mentre nel secondo stadio del secondo passo sono etichettati da 2/2/1 a 2/2/6. Si osservi che lungo il Pressure Vessel diminuisce il flusso specifico di permeato (Permeate flux rate) e aumenta la salinità del permeato (C perm).

passo	etichetta elemento di membrana	C feed	C perm	P feed	P perm	π feed	π perm	P eff	Permeate flux rate	Specific solute flow rate
		mgTDS/l	mgTDS/l	bar	bar	bar	bar	bar	l/m ² /h	mgTDS/m ² /h
RO1	1/1	38523	81	64,1	0	30,63	0,06	33,55	25,72	2088
	1/2	42956	92	63,7	0	34,16	0,08	29,60	21,72	2292
	1/3	47578	105	63,3	0	37,83	0,10	25,59	17,92	2489
	1/4	52212	129	63,0	0	41,51	0,16	21,67	17,48	3829
	1/5	57689	154	62,8	0	45,87	0,24	17,15	12,94	4073
	1/6	62543	181	62,6	0	49,73	0,34	13,19	9,41	4261
	1/7	66610	209	62,4	0	52,96	0,49	9,93	6,76	4399
RO2 primo stadio	2/1/1	209	3	10,2	0	0,18	0,00	10,07	49,07	142
	2/1/2	240	3	9,2	0	0,20	0,00	9,01	44,17	163
	2/1/3	275	4	8,4	0	0,23	0,00	8,20	40,39	189
	2/1/4	319	4	7,8	0	0,27	0,00	7,57	37,46	223
	2/1/5	374	5	7,4	0	0,32	0,01	7,10	35,16	268
	2/1/6	446	6	7,1	0	0,38	0,01	6,73	33,28	332
RO2 secondo stadio	2/2/1	547	11	6,9	0	0,46	0,01	6,44	31,35	359
	2/2/2	621	13	6,4	0	0,52	0,01	5,91	28,77	410
	2/2/3	709	14	6,1	0	0,60	0,01	5,47	26,60	472
	2/2/4	816	16	5,8	0	0,69	0,02	5,11	24,71	550
	2/2/5	949	18	5,6	0	0,80	0,02	4,80	22,95	651
	2/2/6	1119	21	5,4	0	0,94	0,03	4,52	21,20	783

Dall'elaborazione si ottiene che al primo passo (RO1) è necessaria una pressione di alimentazione di 64,1 bar, mentre al secondo passo (RO2) una pressione di alimentazione di 10,2 bar.

In Tabella 4.69 sono riportati i risultati ottenuti dall'elaborazione eseguita mediante il foglio di calcolo relativamente al bilancio in massa e alla qualità del prodotto finito.

Tabella 4.69. Scenario estivo Risultati ottenuti dall'analisi condotta mediante foglio di calcolo: flussi quantificati, pressioni, concentrazione delle specie chimiche disciolte nel prodotto finito.

Mass Balance										
C in	38523	mgTDS/l	Q in	5817	m ³ /h	M in	62250,5	gTDS/s		
C perm	156,0	mgTDS/l	Q Perm	2500,1	m³/h					
C conc	67439	mgTDS/l	Q Conc	3317	m ³ /h	M conc	62142,2	gTDS/s		
			recovery	43,0		Rejection TDS	99,6			
Concentration [mg/l]										
	ion	feed water	permeate	concentrate						
	Ca	423,00	0,41	741,49						
	Mg	1380,00	1,34	2419,03						
	Na	11800,70	55,53	20652,52						
	K	525,00	3,09	918,34						
	Ba	0,05	0,00	0,09						
	Sr	14,00	0,01	24,54						
	B	5,40	0,78	8,89						
	CO ₃	2,00	0,01	3,50						
	F	1,50	0,01	2,62						
	SO ₄	3208,00	3,42	5623,15						
	Cl	21005,30	90,13	36768,14						
	HCO ₃	158,10	1,24	276,32						
	NO ₃	0,00	0,00	0,00						
	CO ₂	7,41	5,43	7,15						
	pH	7,50								
	TDS	38523,05	155,96	67439						

In *Tabella 4.70* e *Tabella 4.71* invece sono riportati i livelli di saturazione raggiunti da alcuni Sali poco solubili e di particolare interesse per il rischio scaling, rispettivamente in RO1 e RO2.

Tabella 4.70. Scenario invernale *Monitoraggio del livello di saturazione raggiunto da alcuni Sali poco solubili e di particolare interesse per il rischio scaling nel concentrato del primo passo (RO1).*

Solutes precipitation monitoring in concentrate			
	CaSO4	SrSO4	BaSO4
K _{sp}	2,5E-05	6,3E-07	2,0E-10
product	9,1E-06	1,4E-07	3,4E-10
saturation level %	36	22	169

Tabella 4.71. Scenario estivo *Monitoraggio del livello di saturazione raggiunto da alcuni Sali poco solubili e di particolare interesse per il rischio scaling nel concentrato del secondo passo (RO2).*

Solutes precipitation monitoring in RO2 concentrate			
	CaSO4	SrSO4	BaSO4
K _{sp}	2,5E-05	6,3E-07	2,0E-10
product	1,4E-08	2,0E-10	0,0E+00
saturation level %	0	0	0

In *Figura 4.27* e *4.28* sono riportati i trend di processo per lo scenario estivo, relativi rispettivamente ai passi RO1 e RO2, così come stimati tramite il foglio elettronico.

Si osservi che lungo il Pressure Vessel aumenta diminuisce la pressione efficace, in conseguenza ad una diminuzione della pressione idraulica e di un aumento della pressione osmotica del flusso di alimento. Di conseguenza diminuisce il flusso specifico di permeato. Al contempo però aumenta il flusso di soluti transmembrana e pertanto aumenta la salinità del permeato.

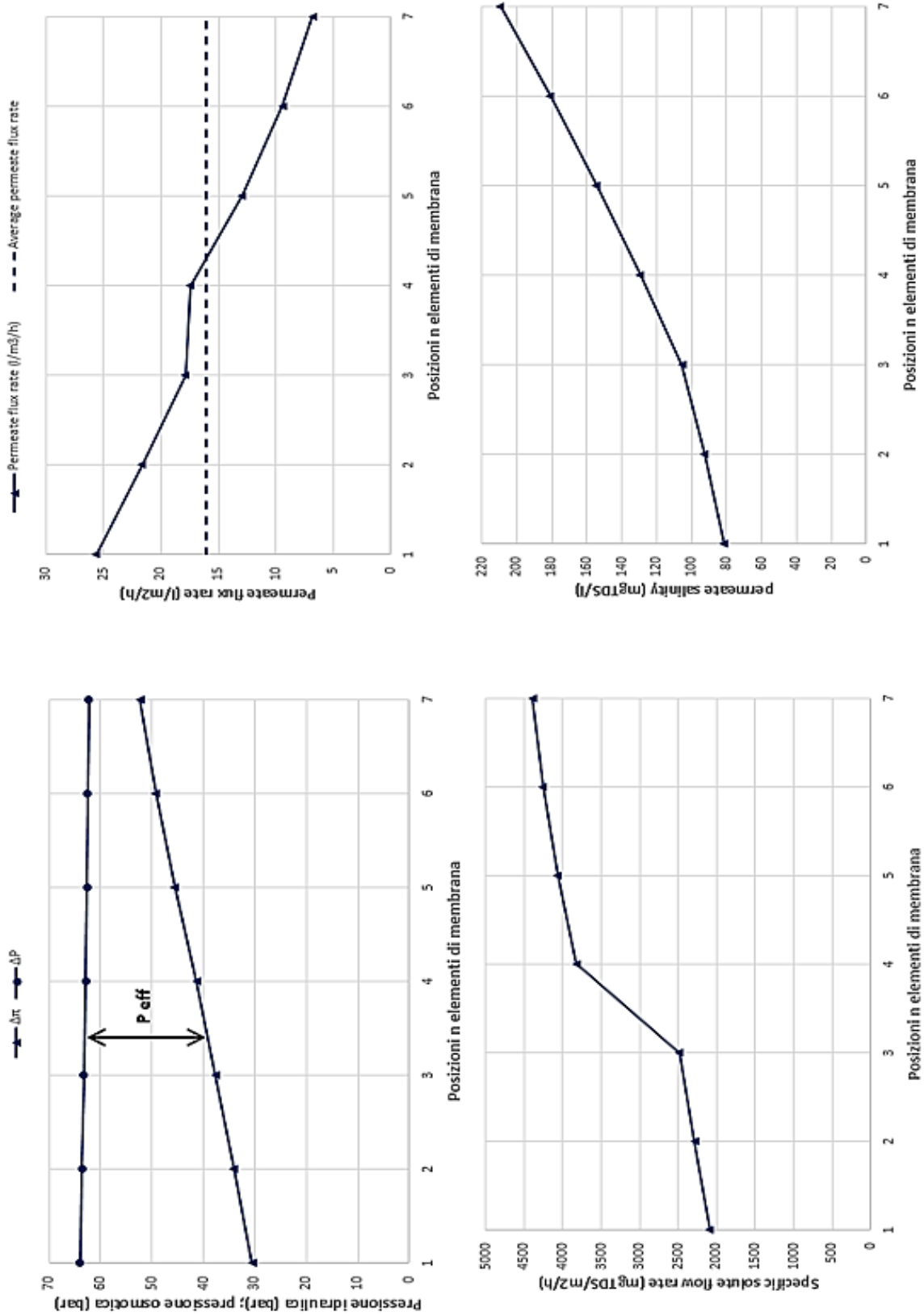


Figura 4-27. Trend di processo per lo scenario estivo relativamente al passo RO1. Si osserva che lungo il Pressure Vessel aumenta la pressione efficace, in conseguenza ad una diminuzione della pressione idraulica e di un aumento della pressione osmotica del flusso di alimento. Di conseguenza diminuisce il flusso specifico di permeato. Al contempo però aumenta il flusso di soluti trans membrana e pertanto aumenta la salinità del permeato.

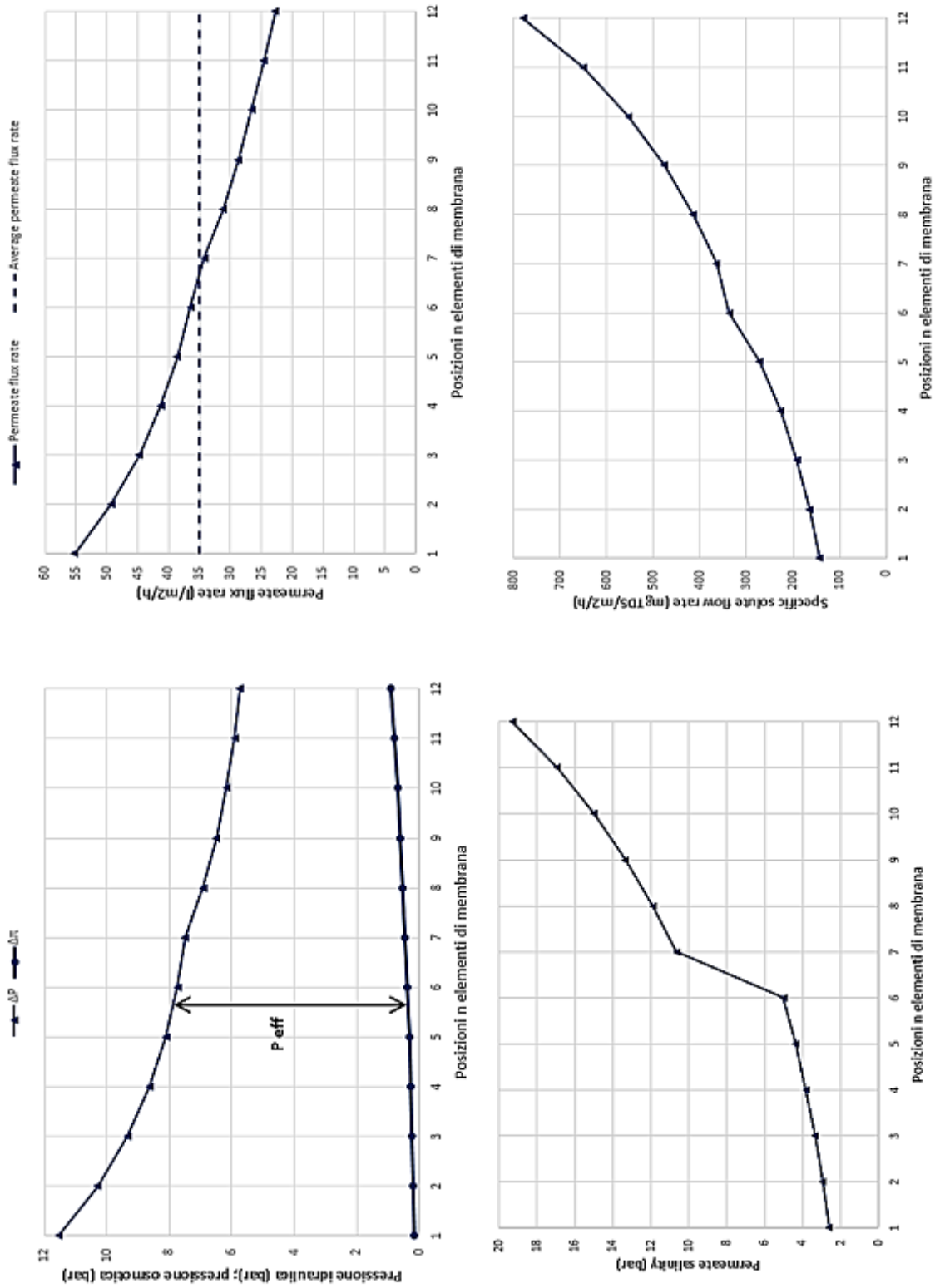


Figura 4.28. Trend di processo per lo scenario estivo relativamente al passo RO2. Si osserva che lungo il Pressure Vessel aumenta la pressione efficace, in conseguenza ad una diminuzione della pressione idraulica (a) e di un aumento della pressione osmotica del flusso di alimento. Di conseguenza diminuisce il flusso specifico di permeato. Al contempo però aumenta il flusso di soluti trans membrana e pertanto aumenta la salinità del permeato.

4.7.6.2. Scenario invernale

Si ripete la medesima procedura per lo scenario invernale, ottenendo i risultati riportati nelle *Tabelle 4.76 e 4.77*.

In *Figura 4.29* sono invece riportati i trend di processo per lo scenario invernale, relativamente al solo passo RO1, poiché RO2 non è attivo, così come stimati tramite il foglio elettronico.

Tabella 4.72. Scenario invernale: *caratteristiche delle membrane di tipo High Rejection, utilizzate nei primi tre elementi di membrana del Pressure Vessel al primo passo (RO1): geometria, permeabilità e coefficiente di caduta di pressione. Parametri quali coefficiente di trasferimento di massa all'acqua (k_w) e coefficiente di caduta di pressione sono stati stimati mediante l'ausilio dei software commerciali, rispettivamente mediante la procedura indicata in ALLEGATO 2 e ALLEGATO 4.*

Modello	SWC4MAX (High Rejection membranes)	Hydranautics
Membrane Length (L)	1	m
Membrane Surface (A)	40,88	m ²
Membrane Width (w)	40,88	m
Membrane wound height (h)	0,125	mm
Hydraulic Diameter of section (dH)	0,00025	m
Water permeability coefficient (k_{water})	0,55	l/(m ² h bar)
head loss coefficient (δhL)	1,6	bar s ² /m ³

Tabella 4.73. Scenario invernale: *caratteristiche delle membrane di tipo High Rejection – Low Energy utilizzate negli ultimi quattro elementi di membrane del Pressure Vessel al primo passo (RO1): geometria, permeabilità e coefficiente di caduta di pressione. Parametri quali coefficiente di trasferimento di massa all'acqua (k_w) e coefficiente di caduta di pressione sono stati stimati mediante l'ausilio dei software commerciali, rispettivamente mediante la procedura indicata in ALLEGATO 2 e ALLEGATO 4.*

Modello	SWC5-MAX (High Rejection membranes)	Hydranautics
Membrane Length (L)	1	m
Membrane Surface (A)	40,88	m ²
Membrane Width (w)	40,88	m
Membrane wound height (h)	0,125	mm
Hydraulic Diameter of section (dH)	0,00025	m
Water permeability coefficient (k_{water})	0,74	l/(m ² h bar)
head loss coefficient (δhL)	1,6	bar s ² /m ³

Tabella 4.74. Scenario invernale *Coefficiente di trasferimento di massa relativo a ciascun soluto per le membrane utilizzate al primo e al secondo passo. Tale coefficiente è ricavato attraverso la procedura descritta in ALLEGATO 3.*

Membrane model	SWC4B	SWC5
	RO1	RO1
Ca	5,20E-06	7,20E-06
Mg	5,20E-06	7,20E-06
Na	2,50E-05	3,46E-05
K	3,12E-05	4,32E-05
Ba	0,00E+00	0,00E+00
Sr	5,38E-06	7,53E-06
CO3	0,00E+00	4,90E-06
HCO3	4,20E-05	5,68E-05
SO4	5,68E-06	7,86E-06
Cl	2,27E-05	3,14E-05
F	4,98E-05	5,97E-05
B	5,17E-04	1,17E-03

Tabella 4.75. Scenario invernale Configurazione del processo di osmosi: numero di Pressure Vessels e numero di membrane impiegate nel primo passo (RO1) e nel secondo passo (RO2), frazione della portata alimentata che è inviata alla High Pressure Pump (Q2/Q1), e frazione del permeato di RO1 che bypassa RO2 (seconda riga in tabella).

RO Section Configuration		
ratio of RO1 permeate which bypasses RO2		1
	number of vessels	element per vessel
First pass (RO1)	572	7
Second pass (RO2) - first stage	0	0
Second pass (RO2) - third stage	0	0

Tabella 4.76. Scenario invernale Condizioni operative del processo: portata alimentata all'intera sezione di osmosi inversa, pressione di alimentazione in RO1 e RO2, temperatura e pH. La pressione di alimentazione è impostata di primo tentativo, dopodiché si farà variare sino ad ottenere il recovery desiderato.

RO - Feed Water characteristics	
Q in	5622 m ³ /h
P in RO1	72,9 bar
P permeate RO1	0 bar
P in RO2	0,0 bar
P permeate RO2	0 bar
T water	301 K
R	0,08314 bar l/(mol K)
Water density (ρ)	1025 kg/m ³
Water dynamic viscosity (μ)	0,001 kg/m/s
Salt diffusion coefficient (DL)	8E-10 m ² /s
Pressure Exchanger (PX) Performances	
Pressure exchange efficiency	96 %

Tabella 4.77. Scenario invernale Risultati ottenuti dall'analisi condotta mediante foglio di calcolo: flussi quantificati, pressioni, concentrazione delle specie chimiche disciolte nel prodotto finito.

Mass Balance					
C in	38523 mgTDS/l	Q in	5622 m ³ /h	M in	60160,2 gTDS/s
C perm	102,9 mgTDS/l	Q Perm	2530 m³/h	M solute	72,3 gTDS/s
C conc	69950 mgTDS/l	Q Conc	3092 m ³ /h	M conc	60087,9 gTDS/s
		recovery	45,0	Rejection TDS	99,7
P in	72,9 bar	π feed	30,63 bar	number of vessels	572
P out	71,0 bar	π conc	55,62 bar	vessel per element	7
Concentration [mg/l]					
ion	feed water	permeate	concentrate		
Ca	423,00	0,27	768,78		
Mg	1380,00	0,90	2508,09		
Na	11800,70	36,74	21423,49		
K	525,00	2,04	952,78		
Ba	0,054	0,00	0,10		
Sr	14,00	0,01	25,44		
B	5,40	0,46	9,44		
CO3	2,00	0,00	3,64		
F	1,50	0,01	2,72		
SO4	3208,00	2,27	5830,25		
Cl	21005,30	59,38	38138,84		
HCO3	158,10	0,81	286,76		
NO3	0,00	0,00	0,00		
CO2	7,41	7,41	7,41		
pH	7,00	5,50	8,00		
TDS	38523,1	102,90	69950,33		

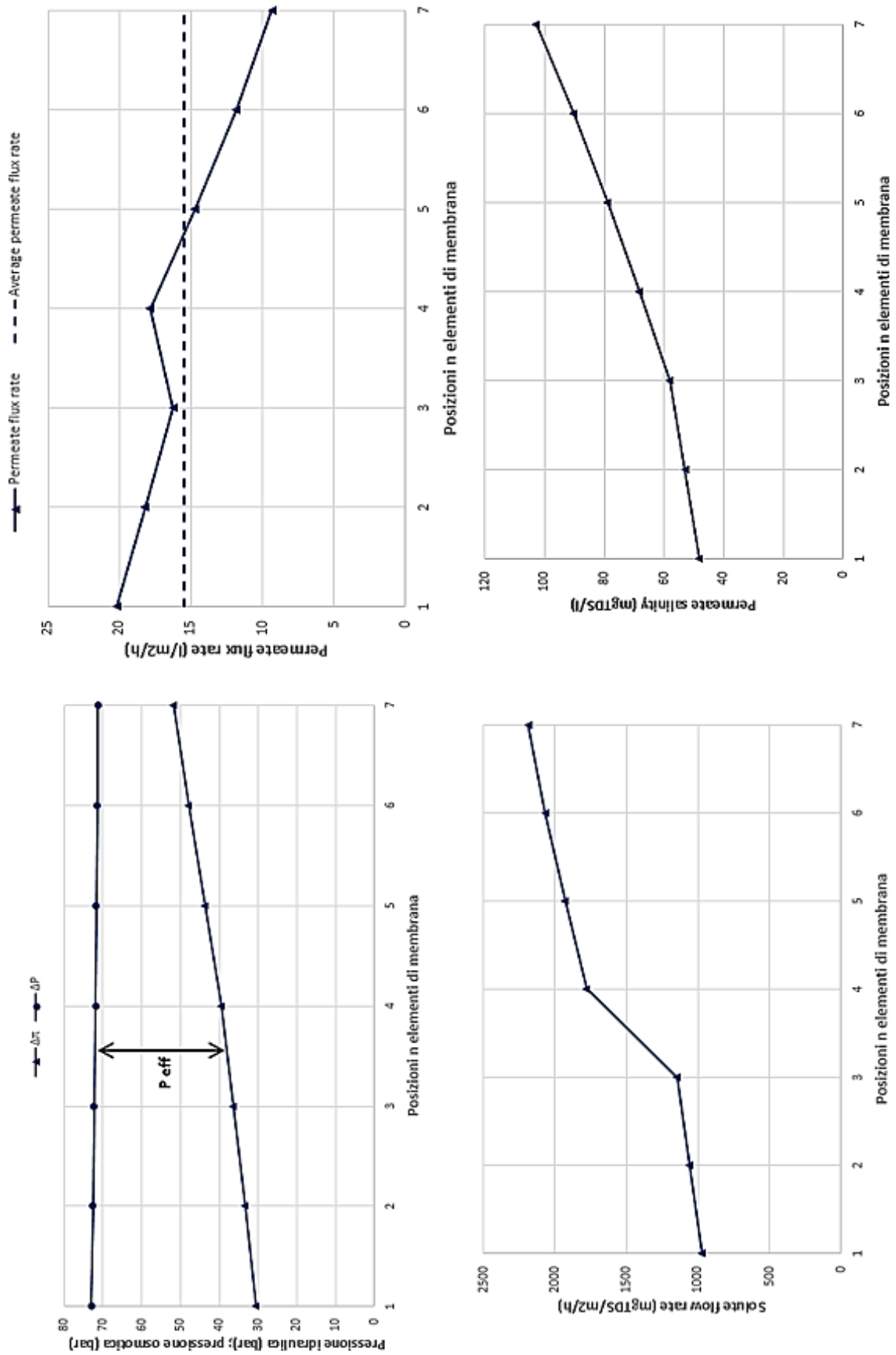


Figura 4.29. Trend di processo per lo scenario invernale relativamente al passo RO1, l'unico attivo in tale scenario. Si osserva che lungo il Pressure Vessel aumenta diminuisce la pressione efficace, in conseguenza ad una diminuzione della pressione idraulica e di un aumento della pressione osmotica del flusso di alimento. Di conseguenza diminuisce il flusso specifico di permeato. Al contempo però aumenta il flusso di soluti trans membrana e pertanto aumenta la salinità del permeato.

Di seguito sono riassunti in schema a blocchi quantificato i risultati dell'analisi condotta mediante foglio elettronico, relativamente allo scenario invernale (Figura 4.30) e allo scenario estivo (Figura 4.31).

Figura 4.30. Scenario invernale Risultati ottenuti dall'analisi condotta mediante foglio di calcolo: flussi quantificati, pressioni, concentrazione delle specie chimiche di maggior interesse.

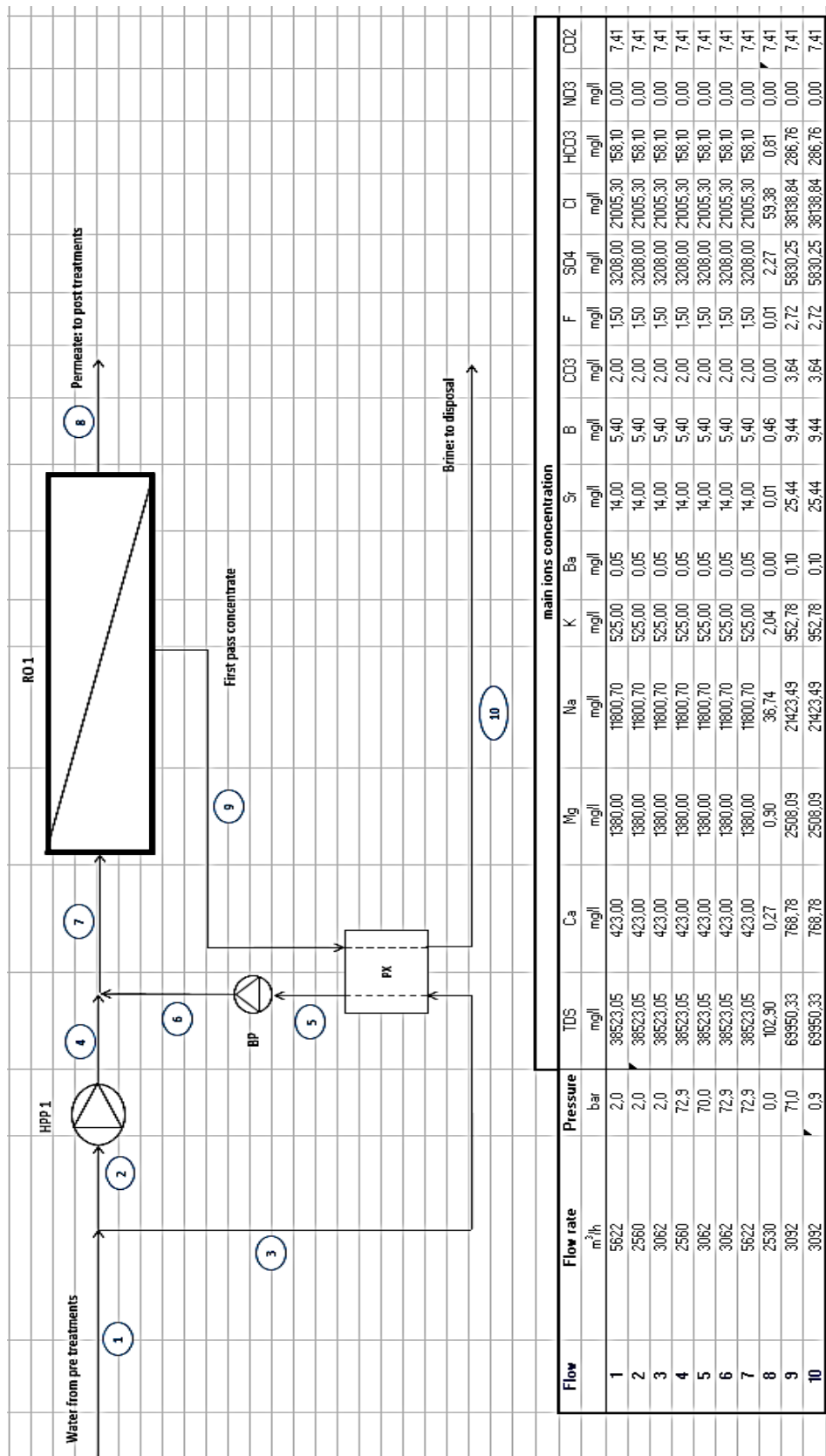
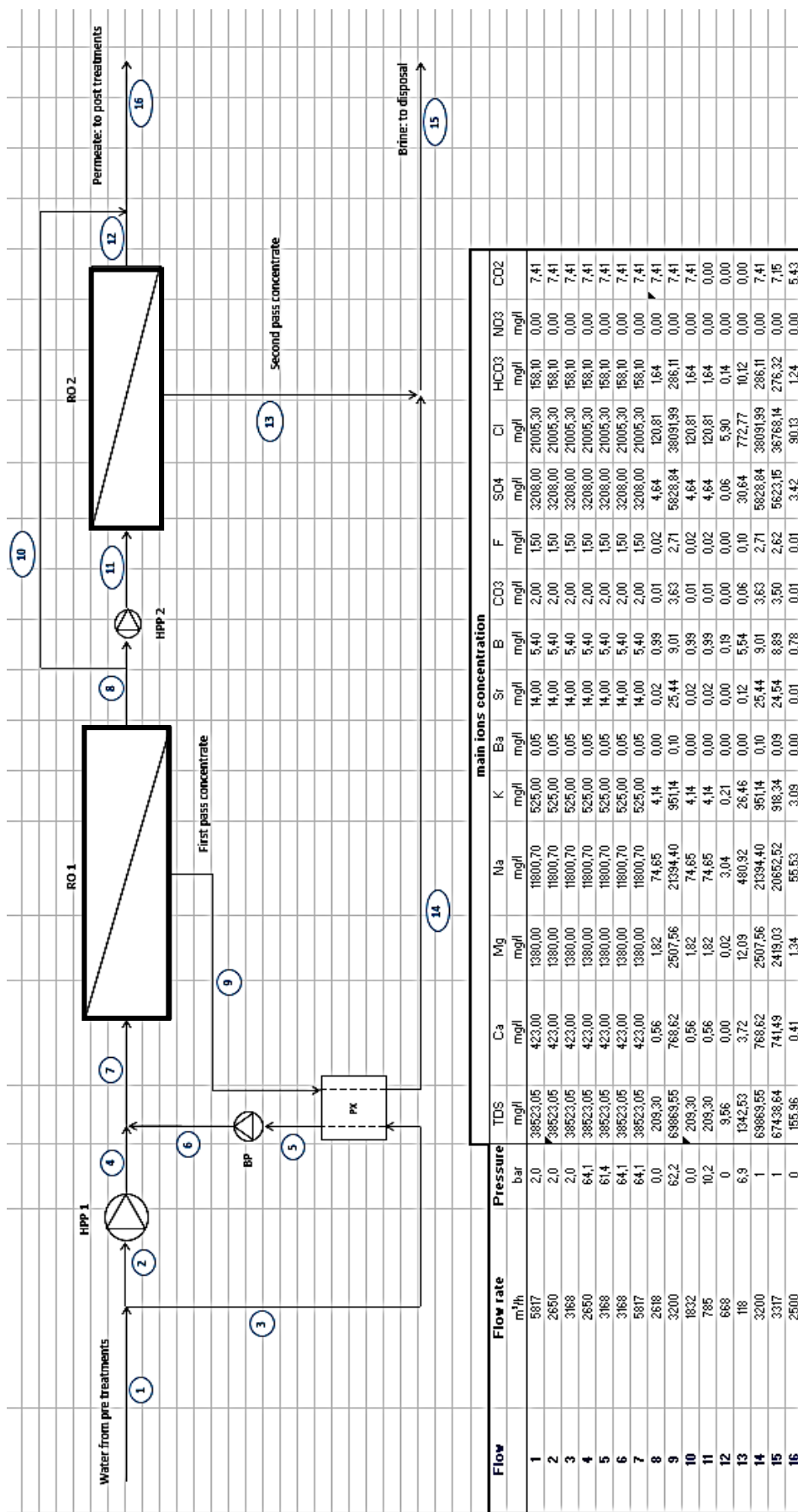


Figura 4.31. Scenario estivo Risultati ottenuti dall'analisi condotta mediante foglio di calcolo: flussi quantificati, pressioni, concentrazione delle specie chimiche di maggior interesse.



4.7.7. Stima delle prestazioni del processo mediante i software commerciali

Come visto nel *Capitolo 2* risulta difficile prevedere con accuratezza le prestazioni di un processo di osmosi inversa, e pertanto a questo scopo è possibile utilizzare software commerciali di progettazione.

Questi avvalendosi di equazioni matematiche di modellazione della dinamica del processo di osmosi inversa, tra cui quelle viste nel *Capitolo 2.2*, effettuano una stima delle prestazioni del processo.

I software commerciali richiedono come input:

- portata d'acqua alimentata al processo
- qualità dell'acqua alimentata al processo:
 - Sali disciolti
 - pH
 - temperatura
 - tipologia acqua alimentata (acqua di mare, acqua da pozzo, acqua di scarico)
 - SDI (*Silt Density Index*) e/o entità dei pre-trattamenti
- *recovery* desiderato o in alternativa alcuni software richiedono la pressione di alimentazione scelta
- configurazione del sistema di osmosi:
 - numero di passi
 - numero di stadi per passo
 - numero di Pressure Vessels in ciascun passo e in ciascuno stadio
 - numero di membrane per Pressure Vessel
 - modello commerciale di membrana

L'output dei software commerciali consiste in:

- *recovery* conseguibile in seguito alla pressione di alimentazione impostata, oppure pressione di alimentazione necessaria a conseguire il *recovery* desiderato, in relazione al fatto che come input si sia impostata la pressione di alimentazione oppure *recovery* conseguibile
- previsione della qualità del permeato e del concentrato: Sali disciolti e pH
- previsione del livello di saturazione raggiunto nel concentrato dai Sali poco solubili, informazione utile per la previsione dei possibili fenomeni di scaling all'interno del Pressure Vessel
- dosaggio di chemicals necessari ad ottenere il desiderato aggiustamento del pH

È possibile tener conto anche di un decadimento di performance delle membrane con il passare del tempo, che può scaturire ad esempio da fenomeni di fouling irreversibile. È così possibile stimare le prestazioni del processo di osmosi in diversi scenari: membrane nuove e membrane vecchie.

I software commerciali forniscono anche una indicazione circa i consumi energetici del processo, legati al consumo energetico della pompa di alimentazione e all'eventuale presenza di sistemi di recupero energetico (turbine, camere isobariche). A tale scopo deve essere specificata l'efficienza energetica delle pompe e delle eventuali apparecchiature di recupero energetico.

Alcuni software forniscono anche una stima dei costi relativi all'intero processo. A tale scopo devono essere specificati alcuni parametri quali il costo delle membrane, dei chemicals e dell'energia, e il tasso di sostituzione delle membrane.

Spesso il prodotto ionico delle specie chimiche nel concentrato supera il prodotto di solubilità dei relativi Sali. Il software automaticamente allerta il superamento di tale soglia.

Tuttavia non è detto che il superamento del prodotto di solubilità scaturisca nella precipitazione del cristallo del sale in questione. Questo perché di mezzo c'è tutto un processo di formazione e crescita del cristallo. Pertanto il superamento è possibile prodotto di solubilità di alcuni Sali senza osservare incrostazioni, sebbene operare in tali condizioni sia comunque rischioso. Il dosaggio di antiscalant consente di superare il prodotto di solubilità di alcuni Sali senza avere elevato rischio scaling. Il livello di saturazione

ammissibile utilizzando antiscalant è un parametro dato dai fornitori di antiscalant. In *M. Wilf, 2007* è fornita comunque una indicazione circa il livello di saturazione ammissibile, riportato in *Tabella 4.47 (Cap. 4.7.4.2)*, di seguito richiamata.

Tabella 4.47. *Indicazioni circa il livello di saturazione ammissibile per alcuni Sali poco solubili in presenza di prodotti chimici disperdenti, detti anche antiscalant. (M. Wilf, 2007)*

	Massimo ammissibile
LSI	1,8
S&DSI	1,0
CaSO₄	230
SrSO₄	800
BaSO₄	6000
SiO₂	100 (max 150)

Come anticipato, i software commerciali presi in considerazione nel presente lavoro sono:

- ROSA (*Reverse Osmosis Software Analysis*) sviluppato e distribuito da DOW Chemical
- IMSdesign (*Integrated Membrane Solution design*), sviluppato e distribuito da Hydranautics
- Toray Design System, sviluppato e distribuito da Toray

Le potenzialità dei suddetti software non sono particolarmente dissimili.

Agli scopi del presente lavoro differenze importanti sono le seguenti:

- modalità con la quale si valuta il calo di prestazioni delle membrane con il loro “invecchiamento”, il che conseguenze non trascurabili sui risultati della stima
- in ROSA non si contempla l’impiego del dispositivo isobarico di recupero energetico, nonché del suo effetto di peggioramento della qualità del flusso d’acqua alimentata al primo passo della sezione di osmosi inversa
- in ROSA nei risultati dell’analisi non è riportata la stima fattore di polarizzazione relativo a ciascun elemento di membrana
- In ROSA per poter effettuare uno Split Permeate è necessario che la portata dello Split Permeate sia inferiore alla portata di permeato prodotta dal primo stadio del ISD (Internal Stage Design), ossia deve essere inferiore alla portata prodotta dai primi elementi del Pressure Vessel ibrido, costituiti da membrane di tipo High Rejection. Per garantire questa condizione, nell’utilizzo di ROSA si è dovuto utilizzare membrane di tipo High Rejection nelle prime quattro posizioni del PV, e membrane High Rejection – Low Energy nelle ultime tre posizioni di PV, diversamente da quanto si era previsto in partenza

Di seguito si esamina più nel dettaglio l’aspetto relativo al calo di prestazioni delle membrane con il tempo, di particolare interesse in quanto produce conseguenze non trascurabili sulla stima della qualità del prodotto finito e della pressione di alimentazione.

Come noto l’invecchiamento delle membrane causa una riduzione della permeabilità della membrana all’acqua e del Rejection dei Sali. Inoltre per effetto della riduzione della permeabilità della membrana all’acqua aumenta la pressione di alimentazione necessaria a conseguire il *recovery* desiderato.

In IMSdesign si tiene conto di questo fenomeno attraverso i parametri:

- *flux decline per year (%)*
- *Salt Passage increase per year (%)*
- *Fouling factor*

Per tener conto di un calo della permeabilità della membrana con il passare del tempo si imposta un valore del *flux decline per year (%)*. Tale valore dipende dalla qualità dell’acqua alimentata in termini di fouling

potential. Ne segue che un'acqua pre-trattata con membrane UF/MF subirà un minor calo di permeabilità con il passare del tempo, come si può osservare in *Tabella 4.78*.

Tale parametro ha influenza anche sul contenuto di Sali nel permeato.

È possibile in alternativa definire il parametro *fouling factor*, parametro che il software utilizza per la stima della pressione di alimentazione. Esso può variare tra 0 e 1: ad esempio un valore pari a 0,8 indica che per il calcolo della pressione di alimentazione richiesta il software considera una permeabilità della membrana pari al 80% del valore nominale. Il *fouling factor* può essere impostato indipendentemente dall'età delle membrane. Età delle membrane, *fouling factor* e *flux decline per year (%)* sono legati dalla seguente relazione:

$$fouling\ factor = \left(1 - \frac{flux\ decline\ \%}{100}\right)^{membrane\ age} \quad (4.42)$$

Se l'età delle membrane è impostata pari a 0 il parametro *fouling factor* avrà influenza solo sulla pressione di alimentazione, ma non sulla concentrazione di soluti nel permeato.

Se l'età delle membrane è impostata, una modifica del *fouling factor* comporterà una variazione del parametro *flux decline per year (%)*, secondo la (4.42), ma non dell'età delle membrane.

Impostando l'età delle membrane e il *flux decline per year (%)* il *fouling factor* si modifica in seguito alla suddetta relazione.

Il *SP increase per year (%)* è un parametro attraverso cui è possibile invece tener conto dell'incremento del flusso salino con l'invecchiamento della membrana. Dipende dalla qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential allo stesso modo del *flux decline per year (%)*.

In *Tabella 4.78* sono indicati i valori suggeriti nel *Hydranautics – Technical Manual* per i parametri *flux decline per year (%)* e *SP increase per year (%)* in funzione della qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential.

Tabella 4.78. Valori suggeriti per i parametri *flux decline per year (%)* e *SP increase per year (%)* in funzione della qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential. Tali valori, inseriti nel software, consentono di valutare le prestazioni della membrana con il passare degli anni, prestazioni che come noto subiranno un calo (*Hydranautics – Technical Manual*).

	Tipologia di acqua alimentata		
	Permeato RO1	Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
<i>flux decline per year (%)</i>	0 – 7 (typical: 3)	3 – 10 (typical: 5)	5 – 10 (typical: 7)
<i>SP increase per year (%)</i>	3 – 7 (typical: 5)	5 – 15 (typical: 7)	8 – 15 (typical: 10)

In ROSA si tiene conto del fenomeno di invecchiamento delle membrane attraverso i parametri:

- *Flow Factor*
- *Maximum temperature*

Il *Flow Factor* è un parametro compreso tra 0 e 1 che tiene conto del calo della permeabilità della membrana con il tempo: attraverso tale parametro il software ricava la pressione di alimentazione necessaria a garantire la desiderata produzione di permeato nonostante sia ridotta la permeabilità della membrana. A membrane nuove, come intuibile il *Flow Factor* vale 1.

Al diminuire del *Flow Factor* si osserva anche un peggioramento della qualità del permeato.

In *Tabella 4.79* sono riportati i valori consigliati da DOW Chemical per il *Fouling Factor* relativamente ad una età delle membrane di tre anni.

Tabella 4.79. Valori suggeriti per il parametro Flow Factor, per membrane di tre anni di età, in funzione della qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential. Tali valori, inseriti nel software, consentono di tener conto del calo di permeabilità delle membrane con il passare del tempo e quindi del necessario incremento della pressione di alimentazione necessario a contrastare tale calo di permeabilità. Minore permeabilità si ha con Flow Factor < 1. Inoltre al ridurre del Flow Factor si osserva un peggioramento della qualità del permeato. (Dow Water – Technical Manual).

	Tipologia di acqua alimentata		
	Permeato RO1	Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
Flow Factor	0,8	0,7	0,65

Maximun Temperature è la temperatura massima cui è esposto il sistema, la quale causa una compattazione della membrana con irreversibile riduzione della permeabilità della stessa.

In Toray Design System per tener conto del calo delle prestazioni delle membrane con il loro invecchiamento si utilizzano i seguenti parametri:

- Salt Passage % increase per year
- Fouling Factor

Valori suggeriti da Toray per i suddetti parametri sono riportati in *Tabella 4.80* in funzione della tipologia di acqua alimentata e, relativamente al Fouling Factor, in funzione dell'età delle membrane.

Si noti che diversamente da ROSA è qui possibile stimare le prestazioni delle membrane anche per un'età di 5 anni.

Tabella 4.80. Valori suggeriti per i parametri Salt Passage increase per year (%) e per Fouling Factor in funzione della qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential. Si noti che per il Fouling Factor sono disponibili valori per un'età delle membrane sia di 5 anni, sia di 3 anni. Tali valori, inseriti nel software, consentono di valutare le prestazioni della membrana con il passare degli anni, prestazioni che come noto subiranno un calo (Toray – Technical Manual).

		Tipologia di acqua alimentata		
		Permeato RO1	Acqua di mare – open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
Salt Passage increase per year (%)		5	7	7
Fouling Factor	età membrane 3 anni	0,95	0,88	0,85
	età membrane 5 anni	0,94	0,84	0,80

L'analisi dell'impianto a regime è eseguita considerando un'età delle membrane di 3 anni, poiché ritenuta la più rappresentativa delle condizioni di funzionamento medie dell'impianto a regime.

In ALLEGATO 6 sono riportati i risultati dettagliati relativi all'analisi del processo mediante uso software. Come possibile osservare in ALLEGATO 6, a valle di ciascuna analisi è stato verificato il rispetto dei vincoli idraulici suggeriti dai costruttori di membrana (*Tabelle 4.45.a, 4.45.b e 4.45.c*), il rispetto del vincolo sulla massima pressione di alimentazione (ALLEGATO 5) e il rispetto del limite sul boro nel prodotto finito. In *Tabella 4.81 e 4.82* sono riassunti i risultati forniti dai software negli scenari estivo e invernale.

Tabella 4.81. Scenario estivo *Confronto tra i risultati forniti dal foglio di calcolo e dai software relativamente alla pressione di alimentazione, e la qualità del prodotto finito in termini di TDS e concentrazione di boro. I risultati riportati sono relativi allo scenario estivo. A titolo di confronto sono riportati anche i risultati forniti dal foglio di calcolo. In ALLEGATO 6 è riportato l'iter dettagliato seguito per la stima delle prestazioni del processo mediante i software commerciali.*

Strumento di analisi	Procedura speditiva	Foglio di calcolo	ROSA	IMSdesign	Toray Design System
Pressione di alimentazione RO1 (bar)	61	64,1	61,5	61,5	60,1
Pressione di alimentazione RO2 (bar)	11	10,2	14,2	9,7	10,3
TDS nel prodotto finito (mg/L)	193	156	106	99	111
Boro nel prodotto finito (bar)	-	0,78	0,73	0,65	0,79

Tabella 4.82. Scenario invernale *Confronto tra i risultati forniti dal foglio di calcolo e dai software relativamente alla pressione di alimentazione, e la qualità del prodotto finito intermini di TDS e concentrazione di boro. I risultati riportati sono relativi allo scenario invernale. A titolo di confronto sono riportati anche i risultati forniti dal foglio di calcolo. In ALLEGATO 6 è riportato l'iter dettagliato seguito per la stima delle prestazioni del processo mediante i software commerciali. Come anticipato, nello scenario invernale il secondo passo di osmosi (RO2) non è operativo, in quanto il solo RO1 risulta sufficiente a garantire una concentrazione di boro nel prodotto finito inferiore a 1 mg/L.*

Strumento di analisi	Procedura speditiva	Foglio di calcolo	ROSA	IMSdesign	Toray Design System
Pressione di alimentazione RO1 (bar)	69	73	72,7	70,3	71,5
Pressione di alimentazione RO2 (bar)	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.	n.o.
TDS nel prodotto finito (mg/L)	153	103	82	113	111,5
Boro nel prodotto finito (bar)	-	0,46	0,49	0,53	0,55

4.7.8. Confronto tra le potenzialità dei metodi di stima utilizzati

Riassumendo metodi utilizzati per valutare le prestazioni del processo di osmosi inversa sono:

- Procedura manuale
- Procedura con ausilio del foglio di calcolo
- Procedura con ausilio dei software

Chiaramente il livello di accuratezza e precisione nei risultati conseguibile con i tre metodi è crescente passando dalla procedura manuale alla procedura con ausilio di software.

Come visto la procedura di stima condotta manualmente si basa su diverse assunzioni semplificative, talvolta anche piuttosto forti, il che conduce ad una scarsa accuratezza nei risultati.

Inoltre a parte il ridotto numero di risultati ottenibili, un grosso limite della stima manuale consiste nella difficoltà nel tener conto del fenomeno di polarizzazione, a causa della natura ricorsiva dei calcoli che si dovrebbero effettuare per tener conto di tale aspetto. Nel presente lavoro per la procedura manuale non si è tenuto in considerazione il fenomeno di polarizzazione, demandandolo alla procedura di stima condotta mediante foglio di calcolo.

Nonostante i suoi limiti la procedura manuale può essere utile per avere una prima indicazione degli ordini di grandezza relativi alla pressione di alimentazione e alla qualità del permeato.

La stima condotta mediante l'ausilio del foglio di calcolo, data la possibilità di tener conto di una modellizzazione più complessa e di eseguire calcoli iterativi, presenta potenzialità non molto lontana dalla stima condotta mediante i software.

Ciò che tuttavia non consente alla stima condotta mediante il foglio di calcolo di ottenere risultati di accuratezza paragonabile a quelli ottenibili dai software è:

- Il fatto di non riuscire a considerare lo Split Permeate
- La conoscenza di alcuni parametri di modellazione del processo quali:
 - La permeabilità della membrana all'acqua
 - La permeabilità dell'acqua a ciascun soluto
 - Il coefficiente di riflessione di Staverman (vedi *Capitolo 2.3.1*) relativo alla membrana

Il valore di questi parametri è infatti da ricavarsi sperimentalmente, ed è caratteristico della membrana in questione, tanto da essere noto con sufficiente accuratezza solo ai costruttori di membrane.

Pertanto nel foglio di calcolo costruito in sede del presente lavoro il coefficiente di riflessione di Staverman è stato assunto pari all'unità (membrana ideale non porosa), e il coefficienti di permeabilità della membrana all'acqua e ai soluti sono stati stimati attraverso il software commerciale mediante le procedure indicate in *ALLEGATO 2* e *ALLEGATO 3*.

Sono evidenti i limiti di potenzialità del foglio di calcolo a confronto con i software commerciali. Infatti attraverso il foglio di calcolo fornisce risultati meno accurati, poiché non sono note diverse costanti sperimentali specifiche per le membrane. Tuttavia il suo impiego è utile per avere un'idea degli ordini di grandezza e per ottenere verifiche intermedie che spesso i software omettono.

In *Tabella 4.83* sono indicati i risultati conseguibili mediante le tre procedure di stima utilizzate, in modo da operare un confronto tra le potenzialità delle suddette procedure.

Tabella 4.83. *Confronto tra le potenzialità di stima delle procedure di calcolo utilizzate. In ciascuna riga sono riportati i parametri di interesse nella stima delle prestazioni del processo, mentre agli incroci della tabella è indicato se tali parametri sono ottenibile mediante la procedura della relativa colonna.*

	Metodo speditivo	Stima con foglio di calcolo sviluppato in sede del presente lavoro	Stima con software commerciale
Pressione di alimentazione	X	X	X
Salinità del permeato	X	X	X
Consumi energetici	X	X	X
Concentrazione di ciascun soluto nel permeato		X	X
Salinità del concentrato	X	X	X
Concentrazione di ciascun soluto nel concentrato		X	X
Monitoraggio scaling nel concentrato		X	X
Intensità del fenomeno di polarizzazione		X	X
Monitoraggio dei parametri idraulici definiti dal costruttore per tutti gli elementi di membrana presenti in ciascun passo e in ciascuno stadio		X	X
Split Permeate			X

Sulla base delle potenzialità dei suddetti metodi di stima impiegati si conclude che per la previsione definitiva delle prestazioni delle processo nel presente lavoro si sceglie di far ricorso ai software di progettazione distribuiti dai costruttori di membrane. Per la scelta definitiva del software di progettazione da impiegare si demanda al paragrafo successivo, nel quale si sceglie la tipologia di membrane da impiegare.

4.7.9. Scelta del tipo di membrane da impiegare

I risultati prodotti dalle analisi con i software di progettazione concordano nel fatto che:

- Relativamente al rischio scaling si opera in condizioni di sicurezza
- I parametri idraulici e meccanici di interesse ai fini del corretto esercizio dell'impianto concordano con i limiti suggeriti dai costruttori di membrane e pertanto anche dal punto di vista impiantistico si opera in condizioni di sicurezza
- In entrambi gli scenari considerati è rispettato il limite sul boro

I risultati prodotti dai software in termini di pressione di alimentazione e qualità del prodotto finito seppur qualitativamente concordino tra loro, da un punto di vista quantitativo differiscono leggermente per effetto:

- della diversa tipologia di membrane utilizzate
- probabilmente del diverso modo in cui si tiene conto del calo di prestazioni delle membrane con il loro invecchiamento

A valle dell'analisi di processo condotta si sceglie il tipo di membrane da impiegare, basando la scelta sui seguenti criteri:

- criterio energetico: reso evidente dalla pressione di alimentazione
- criterio di sicurezza: reso evidente dalla capacità del sistema di mantenere bassa la concentrazione di boro nel prodotto finito

Osservando i risultati indicati in *Tabella 4.81* e *Tabella 4.81* la scelta ricade sulle membrane di Hydranautics, e pertanto la previsione definitiva delle prestazioni del processo di osmosi inversa si utilizza il software IMSDesign.

Tale software è stato inoltre impiegato per l'effettuazione delle analisi utilizzate come strumento a supporto dell'impostazione dello schema impiantistico e dei parametri operativi nella sezione di osmosi inversa.

4.7.10. Riepilogo parametri operativi e prestazioni del processo RO

Poiché si è scelto di utilizzare membrane di Hydranautics, nel presente paragrafo sono riassunti i parametri operativi e le prestazioni del processo RO così come risulta dall'analisi eseguita con software IMSDesign (*Allegato 6*).

In *Figura 4.32* e *Figura 4.33* sono indicate, per ciascuno scenario stagionale, le pressioni di alimentazione e le portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa.

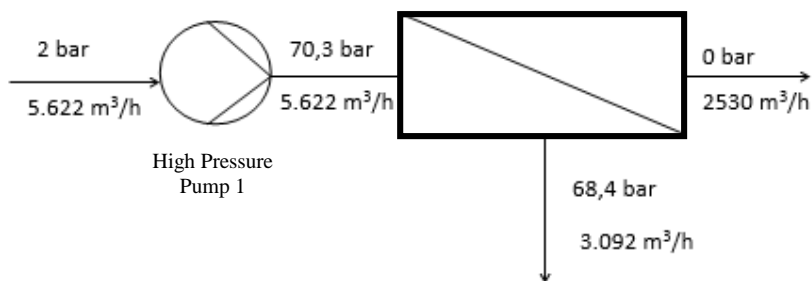


Figura 4.32. Scenario invernale. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa.

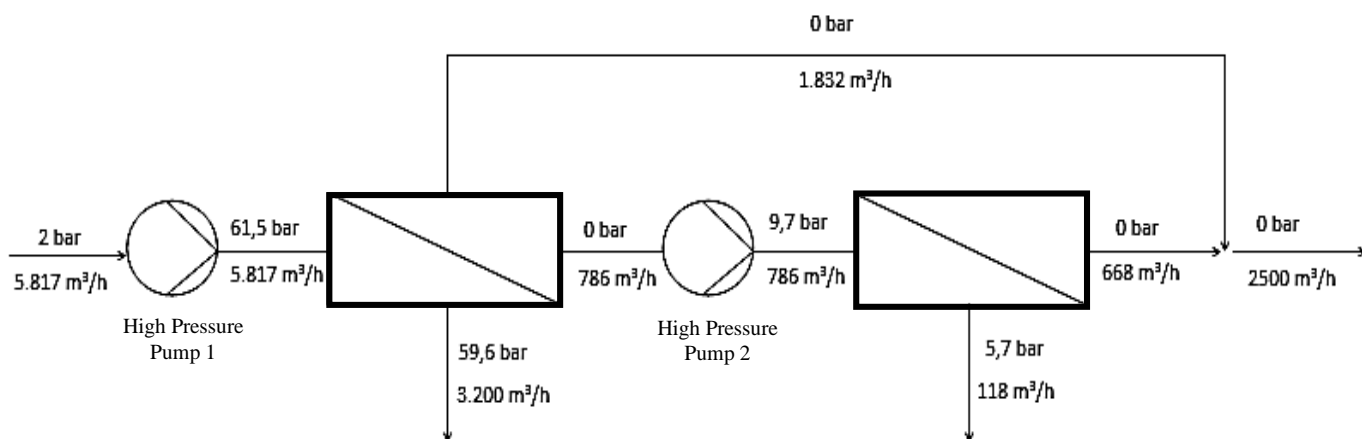


Figura 4.33. Scenario estivo. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa.

In *Tabella 4.84* e *Tabella 4.85* è riportata la composizione chimica dei flussi di alimento e di prodotto finito così come stimati da IMSDesign, per ciascuno scenario stagionale. La colonna “Alimento” identifica il flusso di alimento al processo RO a monte della sezione di aggiustamento del pH e di recupero energetico, il quale come noto incrementa leggermente la salinità dell’acqua. La colonna “Prodotto finito” identifica il flusso di acqua dissalata prodotta dall’intero processo RO.

Tabella 4.84. Scenario estivo. *Pressioni e portate relative al flusso di alimento e al flusso di acqua dissalata prodotta dalla sezione di osmosi inversa per lo scenario estivo. La colonna “Alimento” identifica il flusso di alimento al processo RO a monte della sezione di aggiustamento del pH e di recupero energetico, il quale come noto incrementa leggermente la salinità dell’acqua. La colonna “Prodotto finito” identifica il flusso di acqua dissalata prodotta dall’intero processo RO.*

	Flusso	
	Alimento	Prodotto finito
Ca (ppm)	423	0,27
Mg (ppm)	1.380	0,882
Na (ppm)	11.801	37,092
K (ppm)	525	2,078
SO ₄ (ppm)	3.190	2,052
Ba (ppm)	0,054	0,000
Sr (ppm)	13	0,008
Cl (ppm)	21.000	55,138
F (ppm)	1,5	0,008
B (ppm)	5,40	0,653
HCO ₃ (ppm)	150,0	0,792
CO ₃ (ppm)	19,1	0,001
CO ₂ (ppm)	0,70	1,79
pH	8,0	7,79
TDS (ppm)	38.493,6	99,0

Tabella 4.85. Scenario invernale. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa per lo scenario invernale. La colonna "Alimento" identifica il flusso di alimento al processo RO a monte della sezione di aggiustamento del pH e di recupero energetico, il quale come noto incrementa leggermente la salinità dell'acqua. La colonna "Prodotto finito" identifica il flusso di acqua dissalata prodotta dall'intero processo RO.

	Flusso	
	Alimento	Prodotto finito
Ca (ppm)	423	0,302
Mg (ppm)	1.380	0,986
Na (ppm)	11.801	40,434
K (ppm)	525	2,248
SO ₄ (ppm)	3.190	2,492
Ba (ppm)	0,054	0,000
Sr (ppm)	13	0,009
Cl (ppm)	21.000	65,423
F (ppm)	1,5	0,009
B (ppm)	5,40	0,53
HCO ₃ (ppm)	150,0	0,861
CO ₃ (ppm)	9,7	0,001
CO ₂ (ppm)	1,04	3,45
pH	8,0	5,72
TDS (ppm)	38.493,6	113

In Figura 4.34 e 4.35 è riportato il bilancio in massa relativo al boro rispettivamente per gli scenari estivo e invernale, mentre in Figura 4.36 e 4.37 è riportato il bilancio in massa relativo alla salinità (mg/L TDS), così come desunto dai risultati delle proiezioni con IMSDesign (ALLEGATO 6).

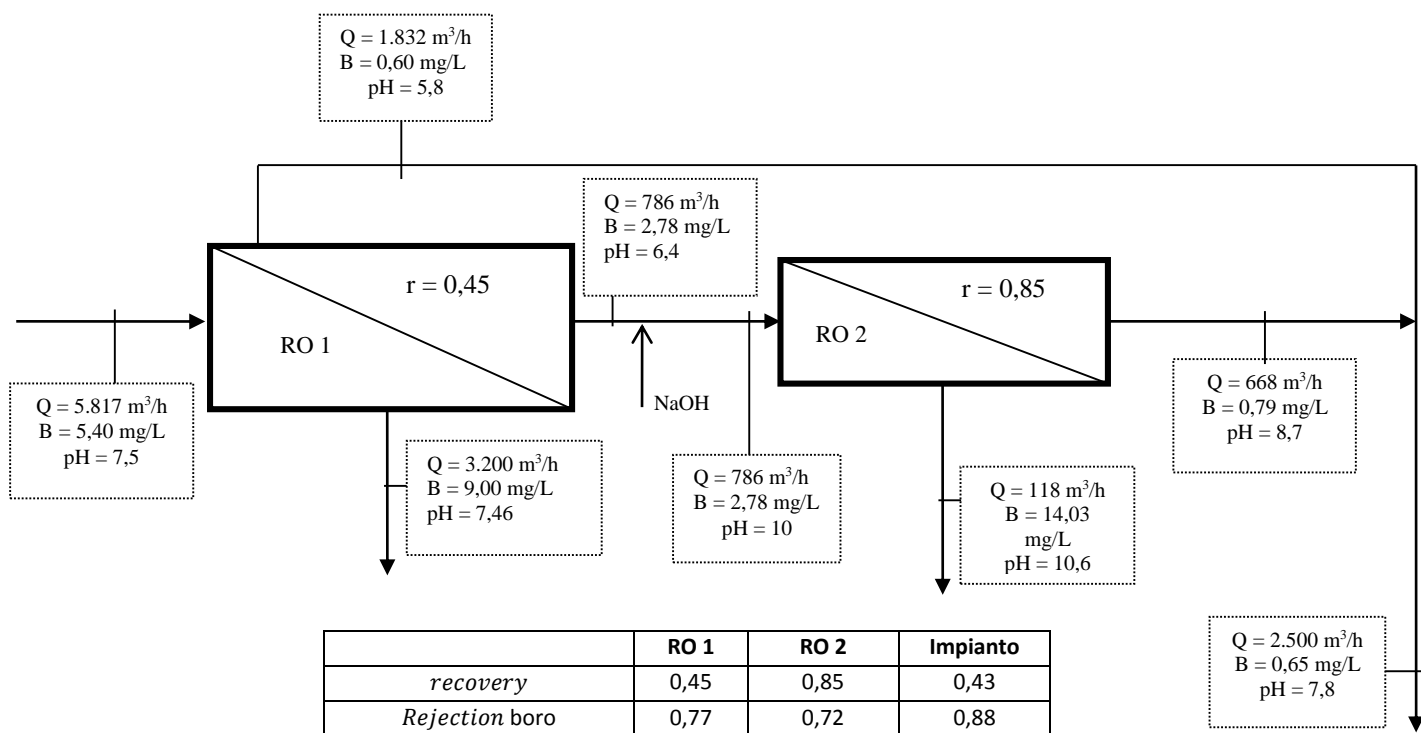


Figura 4.34. Scenario estivo. Bilancio in massa relativo al boro così come desunto dai risultati della proiezione eseguita con IMSDesign (ALLEGATO 6).

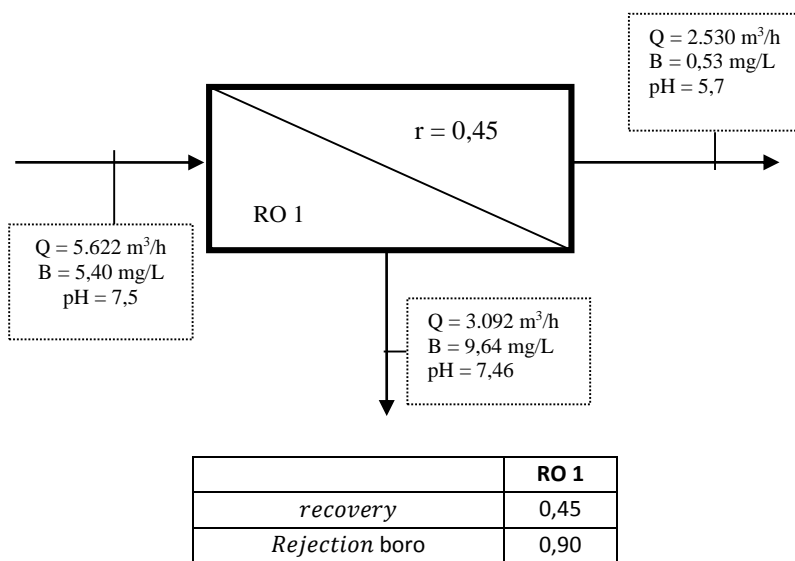


Figura 4.35. Scenario invernale. Bilancio in massa relativo al boro così come desunto dai risultati della proiezione eseguita con IMSDesign (ALLEGATO 6).

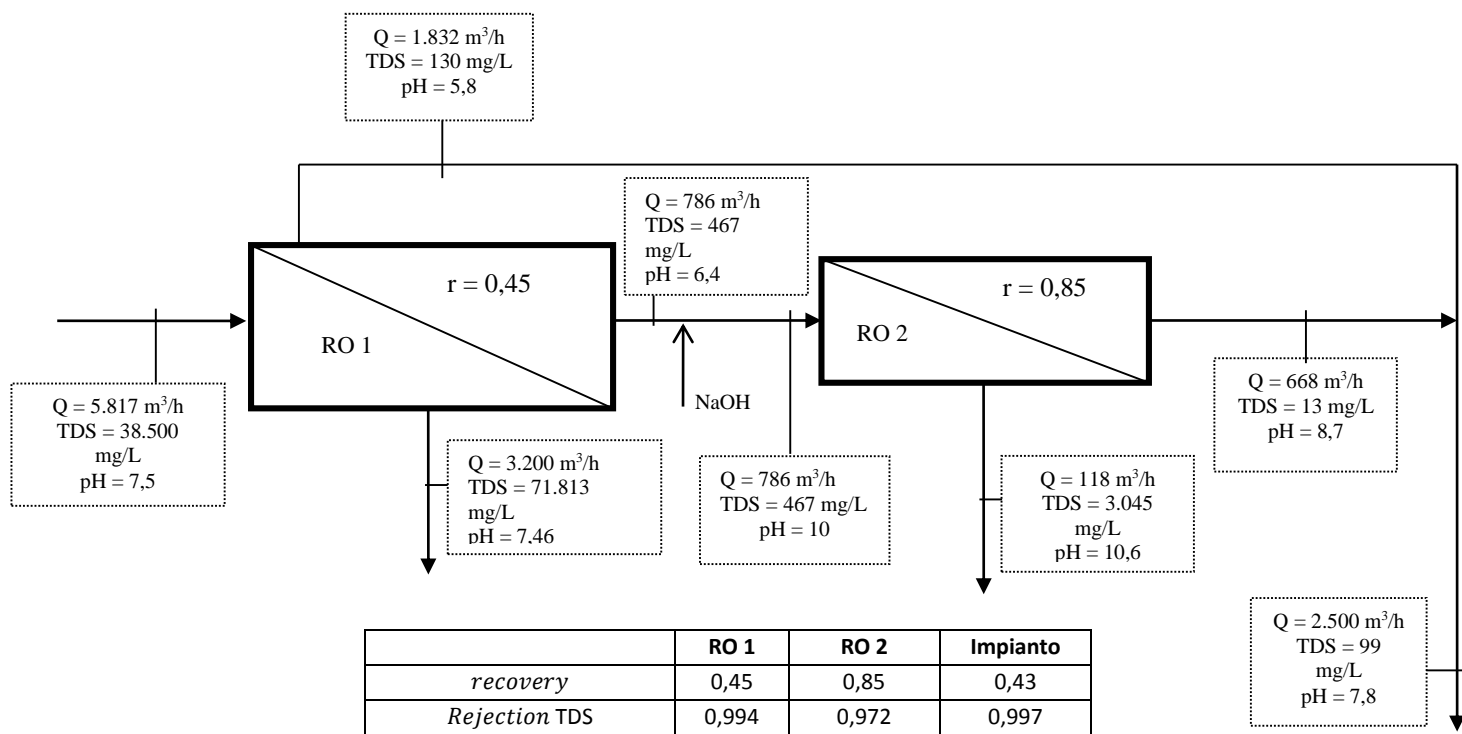


Figura 4.36. Scenario estivo. Bilancio in massa relativo alla salinità (mg/L TDS) così come desunto dai risultati della proiezione eseguita con IMSDesign (ALLEGATO 6).

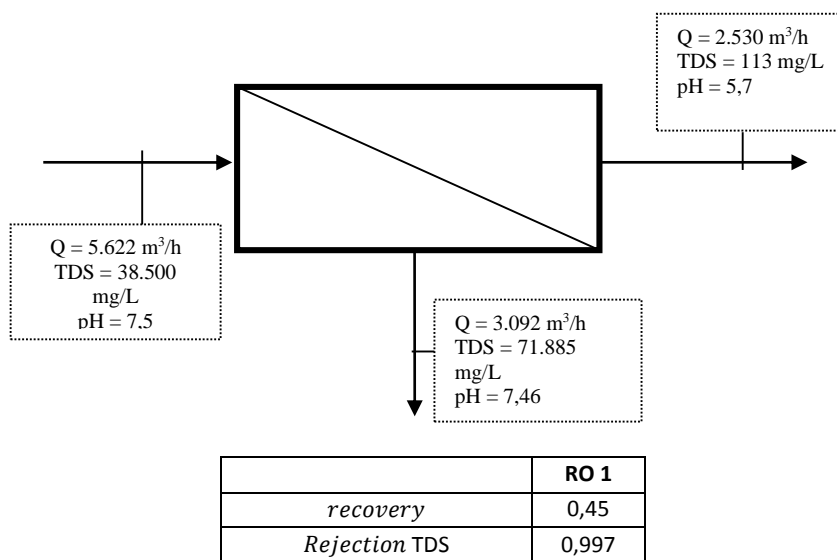


Figura 4.37. Scenario invernale. Bilancio in massa relativo alla salinità (mg/L TDS) così come desunto dai risultati della proiezione eseguita con IMSDesign (ALLEGATO 6).

In *Tabella 4.86* e *Tabella 4.87* sono riportati i dosaggi e il consumo di antiscalant e di H_2SO_4 (a monte di RO1) e antiscalant e NaOH (a monte di RO2) per ciascuno scenario stagionale. I dosaggi di H_2SO_4 e NaOH sono ottenuti dalla proiezione con il software IMSDesign, mentre il dosaggio di antiscalant è stato studiato per la situazione in esame da GE water (*Ing. Pablo Canada, 2013*).

Tabella 4.86. Scenario invernale. *Dosaggi e il consumo di antiscalant e di H_2SO_4 (a monte di RO1) e NaOH (a monte di RO2) utilizzati per l'aggiustamento del pH. I dosaggi di H_2SO_4 e NaOH sono ottenuti dalla proiezione con il software IMSDesign (Allegato 6), mentre il dosaggio di antiscalant è stato studiato per la situazione in esame da GE water (Ing. Pablo Canada, 2013). Nello scenario invernale NaOH non è dosato perché RO2 non è operativo.*

Reagente	Funzione	Dosaggio	Fonte	Caratteristiche soluzione commerciale	Consumo
H_2SO_4	Riduzione del pH dell'acqua di alimento da 8 a 7,5	7,9 ppm H_2SO_4 puro	ALLEGATO 6	Titolo: 93% Densità: 1.833 kg/m ³	27,7 L/h soluz commerciale
Antiscalant (RO1)	Inibizione dei fenomeni di scaling all'interno delle membrane	2,5 ppm Hypersperse MDC704	<i>Ing. Pablo Canada GE, 2013</i>	Densità: 1.179 kg/m ³	11,9 soluz commerciale

Tabella 4.87. Scenario estivo. *Dosaggi e il consumo di antiscalant e di H_2SO_4 (a monte di RO1) e antiscalant e NaOH (a monte di RO2) utilizzati per l'aggiustamento del pH. I dosaggi di H_2SO_4 e NaOH sono ottenuti dalla proiezione con il software IMSDesign (Allegato 6), mentre il dosaggio di antiscalant è stato studiato per la situazione in esame da GE water (Ing. Pablo Canada, 2013).*

Reagente	Funzione	Dosaggio	Fonte	Caratteristiche soluzione commerciale	Consumo
H_2SO_4	Riduzione del pH dell'acqua di alimento da 8 a 7,5	14,1 ppm H_2SO_4 puro	ALLEGATO 6	Titolo: 93% Densità: 1.833 kg/m ³	51,2 L/h soluz commerciale
NaOH	Incremento del pH del permeato di RO1 da 6,39 a 10 (scenario estivo)	10,1 ppm NaOH puro	ALLEGATO 6	Titolo: 42% Densità: 1.450 kg/m ³	13,2 L/h soluz commerciale
Antiscalant (RO1)	Inibizione dei fenomeni di scaling all'interno delle membrane	2,5 ppm Hypersperse MDC704	<i>Ing. Pablo Canada GE, 2013</i>	Densità: 1.179 kg/m ³	12,3 L/h soluz commerciale
Antiscalant (RO2)	Inibizione dei fenomeni di scaling all'interno delle membrane	2,0 ppm Hypersperse MDC704	<i>Ing. Pablo Canada GE, 2013</i>	Densità: 1.179 kg/m ³	1,33 L/h soluz commerciale

4.7.11. Lavaggio delle membrane

Periodicamente (1 – 12 volte l'anno, Wolf, Sivern, 2004) si effettua l'operazione di lavaggio delle membrane coadiuvato da agenti chimici al fine di ripristinare, almeno parzialmente, le caratteristiche iniziali delle membrane. Si parla di ripristino parziale perché non tutti i meccanismi di Scaling e Fouling sono reversibili. Si effettua il lavaggio delle membrane qualora rispetto alle prestazioni relative alle prime 48 ore di esercizio dell'impianto (*DOW Water – Technical manual*):

- La produzione normalizzata di permeato riduce del 10%
- Le perdite di carico lungo il Pressure Vessel aumentano del 15%
- Il Salt Rejection normalizzato riduce del 10%

L'impianto è dotato di una vasca per la preparazione e la messa in circolo della soluzione chimica di lavaggio e di un circuito idraulico per il lavaggio delle membrane.

Un singolo treno della sezione di osmosi inversa viene quindi messo fuori esercizio e si fa fluire a pressione zero all'interno delle membrane (nel comparto di alimentazione) la soluzione chimica di lavaggio.

Durante la messa fuori esercizio di un treno, i restanti treni in esercizio effettuano temporaneamente una produzione più elevata, che può essere ottenuta incrementando la percentuale di bypass (mantenendo pur sempre il limite sul prodotto finito) o incrementando il *average flux rate*. In quest'ultimo caso grazie alla buona modularità dell'impianto il *average flux rate*, e di conseguenza la pressione di alimentazione, non aumenterebbero in maniera significativa.

L'acqua utilizzata per il lavaggio è acqua osmotizzata, prelevata dall'apposita vasca di accumulo dell'acqua prodotta dall'unità RO. Il volume di acqua richiesto per tale operazione è molto basso in paragone alla portata di acqua dissalata prodotta dall'impianto, pertanto tale quantità non incide significativamente sul fattore di utilizzo dell'impianto. In ogni caso per sopperire a questa richiesta aggiuntiva di acqua è possibile aumentare temporaneamente la produzione dell'impianto nel modo indicato precedentemente.

Sulla base di quanto visto nel *Cap. 3.4*, soluzioni chimiche utilizzate per il lavaggio sono:

- Soluzione acida a pH 1 – 2 ottenuta mediante dosaggio di HCl, per la rimozione delle incrostazioni da carbonato di calcio
- Soluzione di idrosolfito di sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$), a pH 5, per la rimozione delle incrostazioni da ferro
- Soluzione alcalina a pH 13 mediante dosaggio di NaOH, coadiuvato con Na-DDS (sodio dodecilsolfato) per la rimozione del organic fouling, del biofouling e, in minor misura, delle incrostazioni da solfati

4.7.12. Dimensionamento di una unità RO per la produzione di 24 m³/h di acqua demineralizzata per caldaia a vapore

Come anticipato nel *Cap. 4.7.3*, nello scenario invernale è operativa una unità a osmosi inversa atta a produrre 24 m³/h di acqua demineralizzata per uso in caldaia a vapore.

La produzione di acqua per uso in caldaia è limitata solamente ai mesi freddi, e pertanto è contemplata solamente nello scenario invernale.

Poiché tale unità RO opera con un *recovery* pari a 0,8 nello scenario invernale l'impianto di dissalazione di acqua di mare deve produrre 30 m³/h di acqua in più rispetto ai 2.500 m³/h destinati ad uso civile.

Lo schema impiantistico con il quale opera tale unità RO è rappresentato in *Figura 4.38*.

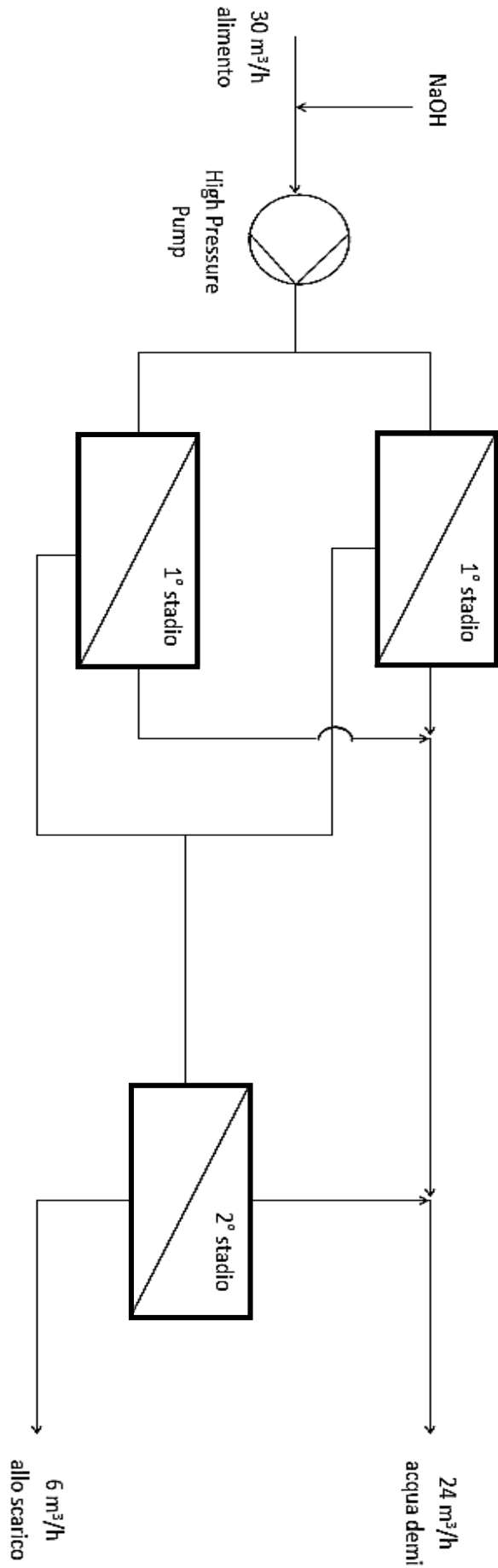


Figura 38. Schema impiantistico relativo alla unità di osmosi inversa per la produzione di acqua demineralizzata per uso in caldaia a vapore. Tale unità opera con recovery 0,8 e allo scopo di contenere i fenomeni di polarizzazione è impostata secondo uno schema a doppio stadio sul concentrato, dove al secondo stadio è utilizzato un numero di Pressure Vessel inferiore a quanti ne siano utilizzati al primo stadio. Il pH dell'acqua di alimento o tale unità RO è incrementato dal valore 5,72 al valore 8 mediante il dosaggio di NaOH, al fine di incrementare il livello di rimozione di CO₂ da parte delle membrane. D'altro parte essendo basso l'alcalinità dell'alimento, operando con un tale pH non si rischia la precipitazione di carbonati e di idrossido di magnesio (come possibile osservare in ALLEGATO 7)

Tale schema consiste in un doppio stadio sul concentrato, dove allo scopo di contenere i fenomeni di polarizzazione al secondo stadio è utilizzato un numero di Pressure Vessel inferiore a quanti ne siano utilizzati al primo stadio.

Il pH dell'acqua di alimento a tale unità RO è incrementato dal valore 5,72 al valore 8 mediante il dosaggio di NaOH, al fine di incrementare il livello di rimozione di CO₂ da parte delle membrane. D'altra parte essendo bassa l'alcalinità dell'alimento, operando con un tale pH non si rischia la precipitazione di carbonati e di idrossido di magnesio (come possibile osservare in ALLEGATO 7).

La scelta di operare con un *recovery* pari a 0,8, inferiore al valore di 0,85 con il quale si opera in RO2 è effettuata allo scopo di contenere i fenomeni di polarizzazione, che a valle di prove effettuate con il software si sono evidenziati essere importanti.

Le soluzioni prese in considerazione in fase di scelta dello schema impiantistico erano la configurazione bistadio e la configurazione a stadio singolo con parziale ricircolo del concentrato. A valle di prove con il software si è osservato che i vantaggi che quest'ultima apportavano alla polarizzazione non erano significativi, se non con un ricircolo del concentrato particolarmente intenso, ossia dove il flusso di concentrato andava a costituire più del 50% del flusso di alimento, il che andrebbe a incrementare notevolmente i costi per il pompaggio dell'acqua all'interno delle membrane. Peraltro ciò era ottenuto a scapito di un notevole peggioramento della qualità del permeato, il quale mostrava una salinità quasi doppio rispetto alla soluzione a doppio stadio sul concentrato.

A valle di queste considerazioni si è scelto di adottare una configurazione a doppio stadio sul concentrato. Ciascun Pressure Vessel è costituito da 6 membrane.

Scelta la configurazione impiantistica si procede con il calcolo del numero di membrane e di Pressure Vessel da utilizzarsi. Analogamente a quanto svolto per RO2 si è scelto di operare con *average flux rate* pari a 35 L/m²/h. Di conseguenza si sceglie di impiegare 3 Pressure Vessels, di 6 membrane ciascuno, per un totale di 18 membrane. In conseguenza a ciò il *average flux rate* effettivo sarà 32,6 L/m²/h.

L'alternativa era quella di configurare il processo con 3 Pressure Vessels da 5 membrane ciascuno, in conseguenza al quale si avrebbe avuto un *average flux rate* effettivo pari a 39,1 L/m²/h, compatibile con i valori guida indicati in *Tabella 4.44*. Tuttavia così facendo a valle di prove effettuate con il software si sono evidenziati importanti fenomeni di polarizzazione.

I Pressure Vessels utilizzati sono così ripartiti tra i due stadi: 2 PVs al primo stadio, 1 PV al secondo stadio. Dunque lo staging ratio è 2:1.

Per questa unità di osmosi inversa si sono utilizzate membrane distribuite da *General Electric* del modello *AG440*. Si tratta di membrane *Brackish Water* di tipo *High Rejection*, e pertanto particolarmente adatta alla produzione di acqua demineralizzata.

Secondo tale configurazione impiantistica la portata alimentata al primo elemento di membrana del primo stadio è 15 m³/h, mentre la portata di concentrato relativamente all'ultimo elemento di membrana del secondo stadio è pari a 6 m³/h: tali valori sono compatibili con i vincoli idraulici suggeriti da GE e indicati in *Tabella 45.d*. I restanti parametri idraulici saranno verificabili solamente a valle dell'analisi con il software. In *Tabella 4.88* sono riportati il numero di membrane e di Pressure Vessel utilizzati, il *average flux rate* effettivo e il modello di membrane utilizzate.

Tabella 4.88. Numero di membrane e di Pressure Vessel utilizzati, il average flux rate effettivo e il modello di membrane utilizzate.

Numero di membrane	18
Numero di Pressure Vessels	3
Numero di membrane per PV	6
Average flux rate effettivo (L/m²/h)	32,6
Staging ratio	2 : 1
Modello di membrane	AG400 – General Electric

In *ALLEGATO 7* sono riportati i dettagli relativi all'analisi condotta con il software Winflows. In Winflows (Ge Water) si tiene conto del fenomeno di invecchiamento delle membrane attraverso parametri:

- A-Value annual %
- B-Value annual %

I coefficienti di normalizzazione per la permeabilità della membrana rispettivamente all'acqua e ai Sali. Valori suggeriti da Ge Water per i suddetti parametri in funzione del potenziale fouling dell'acqua alimentata al processo sono indicati in *Tabella 4.89*.

Tabella 4.89. Valori suggeriti per i parametri A-Value % e B-Value% in funzione della qualità dell'acqua alimentata in termini di fouling potential. Tali valori, inseriti nel software, consentono di valutare le prestazioni della membrana con il passare degli anni, prestazioni che come noto subiranno un calo (Ge Water – Technical Manual).

	Tipologia di acqua alimentata		
	Permeato RO1	Acqua di mare –open intake pre-trattata con MF/UF o Beach Well	Acqua di mare – open intake con pre-tratt convenzionali
A-Value %	2	5	7
B-Value %	2	Beach Well: 4	7
		MF/UF: 5	

In *Tabella 4.90* sono riportate la pressione di alimentazione e la qualità del prodotto finito ottenute a seguito dell'analisi del processo condotta con Winflows, sia nello scenario invernale, sia nello scenario estivo.

Nonostante si prevede l'esercizio di tale impianto solo nello scenario invernale, si esegue anche una verifica di funzionamento nello scenario estivo allo scopo di verificarne il corretto funzionamento anche a elevata temperatura.

Dall'analisi risulta che la salinità del prodotto finito è molto bassa, inferiore a 1 ppm, e pertanto adatta all'utilizzo dell'acqua in caldaia a vapore. Si osservi inoltre che il contenuto di CO₂ è molto basso, ben al di sotto di 0,5 ppm, e pertanto compatibile con l'uso in caldaia.

Tabella 4.90. *Pressione di alimentazione e la qualità del prodotto finito in termini ottenute a seguito dell'analisi del processo condotta con Winflows, relativamente agli scenari estivo e invernale. Le pressioni sono espresse in bar, mentre le concentrazioni in mg/L. Nonostante si preveda l'esercizio di tale impianto solo nello scenario invernale, si esegue anche una verifica di funzionamento nello scenario estivo allo scopo di verificarne il corretto funzionamento anche a elevata temperatura. Dall'analisi risulta che la salinità del prodotto finito è molto bassa, inferiore a 1 ppm, e pertanto adatta all'utilizzo dell'acqua in caldaia a vapore. Si osservi inoltre che il contenuto di CO₂ è molto basso, ben al di sotto di 0,5 ppm, e pertanto compatibile con l'uso in caldaia.*

	Scenario invernale	Scenario estivo
P alimentazione (bar)	22,4	11,7
Ca (ppm)	0,00	0,00
Mg (ppm)	0,00	0,00
Na (ppm)	0,10	0,17
K (ppm)	0,03	0,08
Ba (ppm)	0,00	0,00
Sr (ppm)	0,00	0,00
SO ₄ (ppm)	0,00	0,00
Cl (ppm)	0,00	0,28
F (ppm)	0,00	0,00
B (ppm)	0,14	0,32
HCO ₃ (ppm)	0,09	0,03
CO ₃ (ppm)	0,00	0,00
CO ₂ (ppm)	0,12	0,00
TDS (ppm)	0,52	0,88

4.8. Recupero energetico con PX-ERI

In *Figura 4.32* e *Figura 4.33* (Cap.4.7.10), di seguito richiamate, sono indicate le portate e le pressioni relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa.

Come illustrato nel *Cap. 4.7.4.2* l'alimento ad alta pressione alle sezioni RO1 e RO2 è effettuato mediante 6 pompe centrifughe multistadio operanti in parallelo, dotate di sistema di sistema per la regolazione della velocità di rotazione del rotore. Il numero di pompe è così scelto allo scopo di conferire modularità al sistema di alimentazione.

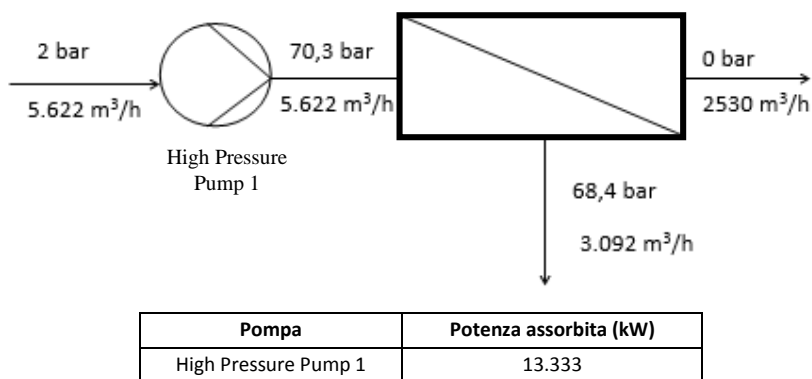


Figura 4.32. Scenario invernale. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa, in assenza di dispositivo di recupero energetico. È riportata la potenza assorbita da ciascun sistema di pompaggio presente nella sezione di osmosi, calcolato assumendo un'efficienza energetica pari al 80%.

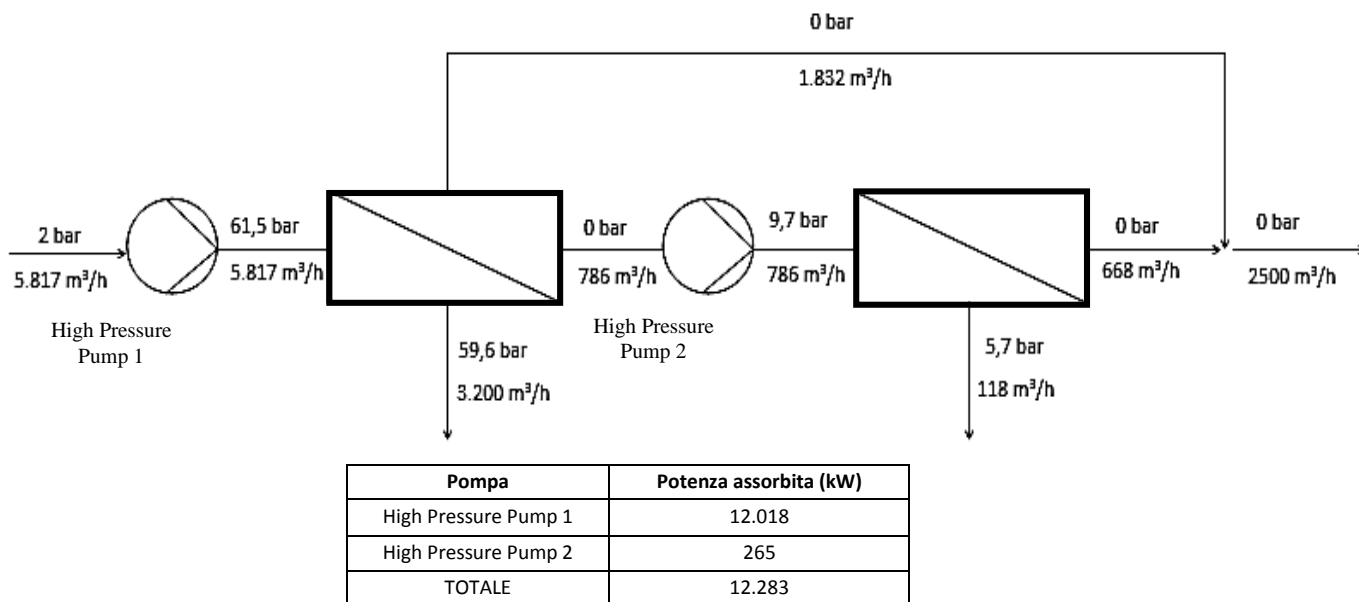


Figura 4.33. Scenario estivo. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa, in assenza di dispositivo di recupero energetico. È riportata la potenza assorbita da ciascun sistema di pompaggio presente nella sezione di osmosi, calcolato assumendo un'efficienza energetica pari al 80%.

Si considerino in prima battuta solamente i consumi energetici relativi alla pompa di alimentazione alle membrane di osmosi inversa, che come visto nel *Cap. 3.9* costituiscono la voce di maggior consumo energetico dell'intero impianto. Assumendo un'efficienza energetica della pompa di alta pressione pari al 80%, in assenza di dispositivo di recupero energetico il consumo energetico per m³ di acqua dissalata sarebbe 5,27 kWh/m³ nello scenario invernale e 4,91 kWh/m³ nello scenario estivo, come riportato in *Tabella 4.91*.

Tabella 4.91. Consumo energetico relativo alla sezione di osmosi inversa rapportato al m³ di acqua dissalata, in assenza di dispositivo di recupero energetico. Si è considerato solamente il consumo energetico relativo alla pompa di alimentazione alle membrane di osmosi inversa e si è assunta un'efficienza energetica della pompa pari al 80%.

	Consumo energetico specifico (kWh/m ³)
Scenario invernale	5,27
Scenario estivo	4,91

Per abbattere i consumi energetici del processo si installa un dispositivo per il recupero dell'energia posseduta dal concentrato.

Dispositivo di recupero energetico impiegato è il rotary Pressure Exchanger del tipo ERI (*Cap. 3.7.4.3.1*). La scelta è ricaduta su un dispositivo di tipo isobarico piuttosto che di tipo centrifugo in ragione della maggior efficienza di recupero energetico e della maggior flessibilità operativa, che consente di operare in un range relativamente ampio di pressione e portata, senza risentire di un calo di efficienza di recupero energetico. A fronte di questi vantaggi si ritiene di importanza secondaria l'incremento della salinità (e quindi anche della concentrazione di boro) relativa al flusso di alimento al processo RO in conseguenza al fenomeno di mixing

Nonostante i dispositivi isobarici abbiano un costo di investimento superiore, la grossa taglia di impianto consente di giustificarne l'installazione.

Come visto nel *Cap. 3.7.4.3* dispositivi di tipo isobarico di maggior diffusione sono il rotary Pressure Exchanger (ERI) e il Piston type Work Exchanger (DWEER). Le principali differenze tra i due dispositivi sono:

- il Pressure Exchanger (ERI) presenta una minor complessità impiantistica rispetto al Work Exchanger (DWEER), il quale è dotato di un minor numero di componenti meccaniche, più facilmente soggette a usura, e quindi presenterà nell'arco del ciclo di vita dell'impianto un maggiori costi per la manutenzione
- al Pressure Exchanger (ERI) compete un maggior incremento di salinità del flusso di alimento al processo RO, cui è legato un incremento della pressione di alimento, oltre che un maggior rischio di superamento del limite sul boro nel prodotto finito

Poiché si ritiene che il primo aspetto comporti a lungo andare un maggior onere gestionale rispetto al secondo si sceglie in definitiva di utilizzare il Pressure Exchanger tipo ERI.

Il dispositivo di recupero energetico è installato solo in RO1, poiché in RO2 la bassa portata in gioco non ne giustifica dal punto di vista economico l'installazione.

Una singola unità ERI del modello è in grado di gestire una portata di 200 – 300 gpm, ossia 45,4 – 68,1 m³/h (*ERI Product Catalog*).

Il sistema di recupero energetico è centralizzato (one center design), ossia le unità ERI non sono specifiche per uno o più treni della sezione RO1, ma fanno capo a tutto il flusso di concentrato prodotto dall'intera sezione RO1. Questa soluzione consente di far fronte a eventi nei quali si osservi una maggior portata del flusso di concentrato per unità ERI, senza dover sovradimensionare eccessivamente il sistema di recupero energetico (*Lieberman, Faigon*).

In *Figura 4.39* è rappresentata una disposizione in parallelo di più unità ERI.



Figura 4.39. Unità ERI disposte in parallelo (ERI product catalog).

La portata di concentrato massima in RO1 è prevista nello scenario estivo, e vale 3.200 m³/h. Poiché ciascuna unità ERI è in grado di gestire al massimo 68,1 m³/h si dovrebbe garantire la presenza di almeno 47 unità ERI. Tuttavia per far fronte ad eventi critici quali manutenzione di una unità, se ne prevede di installare 49, come indicato in *Tabella 4.92*.

Tabella 4.92. Numero unità ERI installate e capacità del sistema di recupero energetico.

N° totale unità ERI	49
Capacità massima singola unità ERI	300 gpm (68,1 m ³ /h)
Massima portata alimentata per singola unità ERI (scenario estivo)	65,3 m ³ /h
Massima portata alimentata per singola unità ERI (scenario estivo) in caso di disfunzione di No. 2 unità	68,1 m ³ /h

In *Tabella 4.93* sono indicate le prestazioni del dispositivo di recupero energetico installato.

Tabella 4.93. Prestazioni del dispositivo di recupero energetico installato (Stover 2008).

Efficienza	96%
Leakage	1%
Volumetric mixing	6%
High Pressure differential	0,8 bar

Sulla base di questi valori il diagramma di portate e pressioni rappresentato in *Figura 4.32* e *Figura 4.33* si modifica come segue (*Figura 4.40* e *Figura 4.41*).

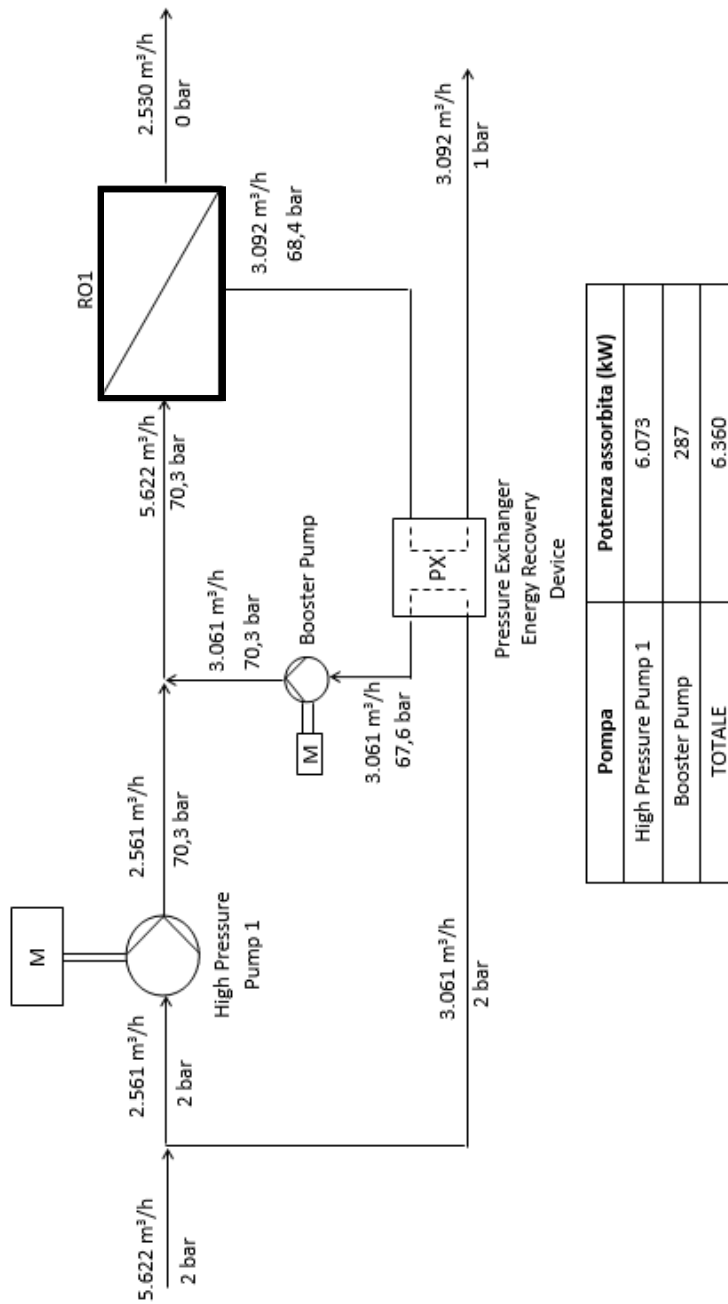


Figura 4.40. Scenario invernale. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa. Dispositivo di recupero energetico impiegato è il rotary Pressure Exchanger di tipo ERI, caratterizzato da un'efficienza di recupero energetico pari al 96%, leakage pari al 1% e High Pressure Differential pari a 0,8 bar. È riportata la potenza assorbita da ciascun sistema di pompaggio presente nella sezione di osmosi, calcolato assumendo un'efficienza energetica pari al 80%. In presenza del dispositivo di recupero energetico, il consumo energetico relativo al pompaggio nella sezione RO1 (comprensive High Pressure Pump 1 e Booster Pump) risulta ridotto del 52%.

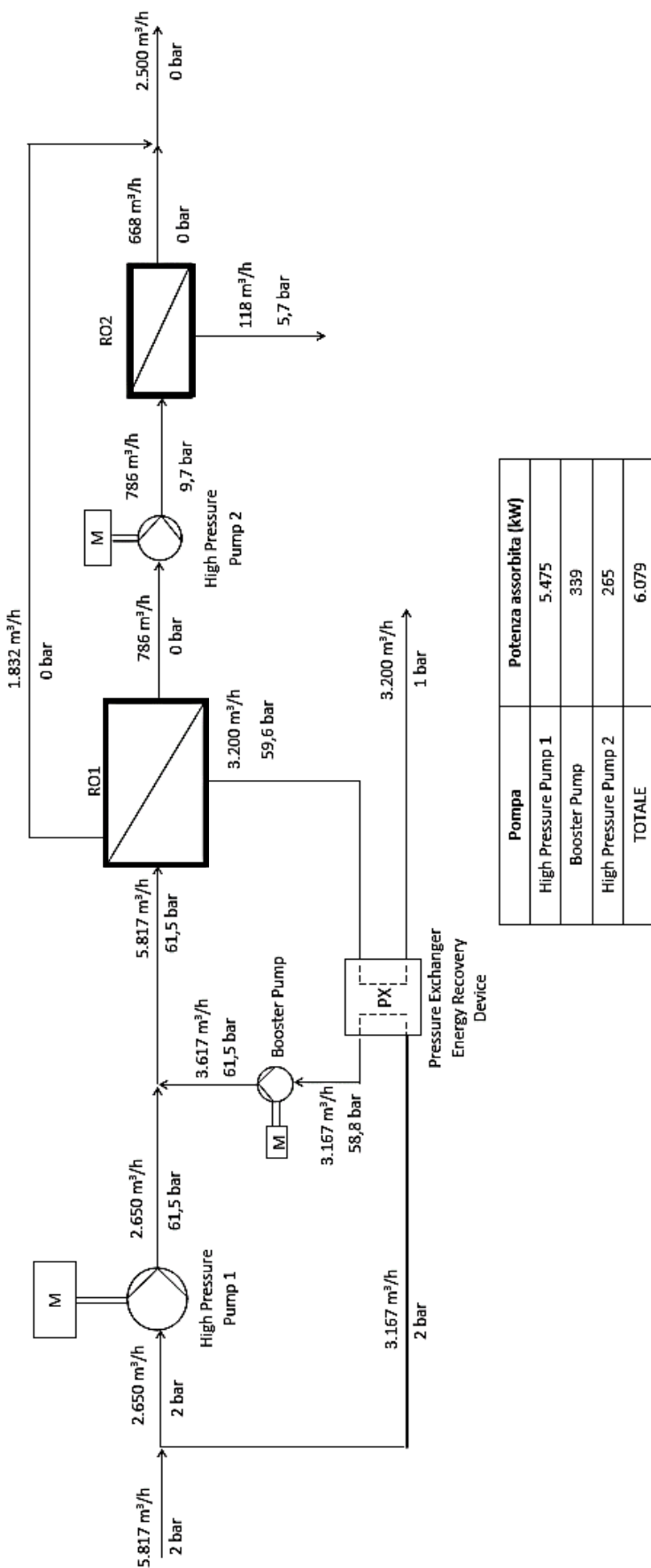


Figura 4.41. Scenario estivo. Pressioni e portate relative a ciascun flusso della sezione di osmosi inversa. Dispositivo di recupero energetico impiegato è il rotary Pressure Exchanger di tipo ERI, caratterizzato da un'efficienza di recupero energetico pari al 96%, leakage pari al 1% e High Pressure Differential pari a 0,8 bar. È riportata la potenza assorbita da ciascun sistema di pompaggio presente nella sezione di osmosi, calcolato assumendo un'efficienza energetica pari al 80%. In presenza del dispositivo di recupero energetico, il consumo energetico relativo al pompaggio nella sezione RO1 (comprendente High Pressure Pump 1 e Booster Pump) risulta ridotto del 53%.

Ne deriva che in presenza del dispositivo di recupero energetico il consumo energetico per m³ di acqua dissalata, relativamente alla sezione di osmosi inversa è di 2,51 kWh/m³ nello scenario invernale e 2,41 kWh/m³ nello scenario estivo, come indicato in *Tabella 4.94*. L'impiego del dispositivo ERI consente un risparmio energetico nella sezione RO del 52% nello scenario invernale e del 51% nello scenario estivo.

Tabella 4.94. *Consumo energetico relativo alla sezione di osmosi inversa, rapportato al m³ di acqua dissalata, in presenza di dispositivo di recupero energetico. Si è considerato solamente il consumo energetico relativo alla pompa di alimentazione alle membrane di osmosi inversa e si è assunta un'efficienza energetica della pompa pari al 80%.*

	Consumo energetico specifico per la sezione RO in presenza di dispositivo di recupero energetico ERI (kWh/m³)	Consumo energetico specifico per la sezione RO in assenza di dispositivo di recupero energetico (kWh/m³)	Risparmio energetico nella sezione RO derivante dall'impiego del dispositivo di recupero energetico ERI
Scenario invernale	2,51	5,27	52%
Scenario estivo	2,43	4,91	51%

Come già accennato, un punto a sfavore derivante dall'impiego del dispositivo di recupero energetico ERI consiste nell'incremento di salinità dell'acqua di alimento alla sezione RO1. Infatti come indicato in *Tabella 85* il volumetric mixing si attesta al 6%, in conseguenza al quale si osserva un incremento della salinità del 2,8% circa, ossia pari a circa 1.085 mg/L TDS (*Figura 4 e Figura 11, ALLEGATO 6*). Questo incremento percentuale si allinea con quanto indicato nel *Cap. 3.7.4.3.1*.

L'incremento di concentrazione del boro si attesta invece attorno a 0,13 ppm.

4.9. Dimensionamento dei Post-trattamenti

È bene evidenziare il fatto che avendo configurato il processo secondo uno schema impiantistico a doppio passo, la salinità sarà particolarmente bassa, e questo incrementa gli oneri per il post-trattamento.

Nel *Cap. 3.6* sono state passate in rassegna le soluzioni di post-trattamenti applicabili.

Nel presente impianto si sceglie di effettuare i trattamenti di ricarbonatazione e di post-disinfezione. Non ci si preoccupa di incrementare il contenuto di Sali minerali nell'acqua che già non vengano aggiunti dalla ricarbonatazione, come ad esempio i Sali di magnesio, data la già evidenziata onerosità economica e gestionale del processo. In *Figura 4.42* è rappresentato lo schema relativo alla sezione di post-trattamento.

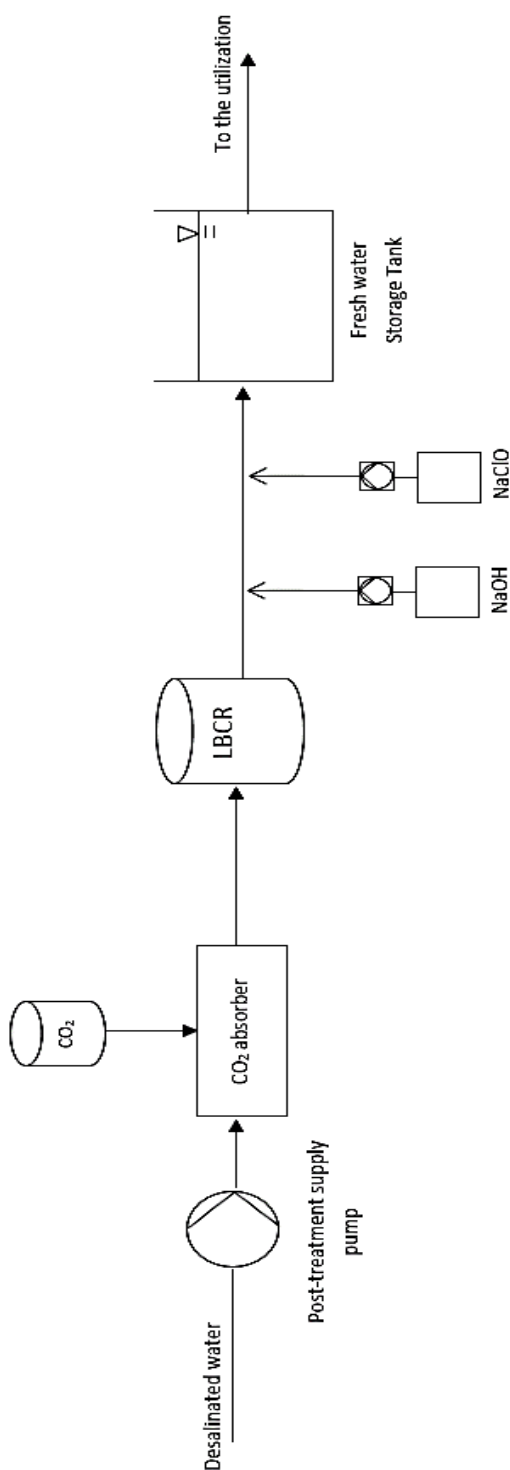


Figura 4.42. Schema a blocchi relativo alla sezione di post-trattamento. Le unità di processo che compongono la sezione di post-trattamento sono ricarbonatazione e post-disinfezione. La ricarbonatazione è realizzata mediante il processo di dissoluzione di calcite. La sezione di dissoluzione di calcite è composta dalla unità di saturazione con CO_2 (CO_2 absorber), di contatto con la calcite all'interno di un letto di contatto (Limestone Bed Contact Reactor, LBCR) e di aggiustamento del pH mediante dosaggio di NaOH . Il flusso d'acqua dopo aver subito ricarbonatazione è sottoposta a disinfezione finale di copertura mediante dosaggio di NaClO . L'acqua trattata è infine accumulata all'interno di una vasca di stoccaggio (Treated Water Storage Tank).

4.9.1. Dimensionamento della sezione di ricarbonatazione

Ai fini del dimensionamento della sezione di ricarbonatazione sono necessarie:

- la conoscenza delle caratteristiche dell'acqua dissalata prodotta dal processo RO in termini di salinità, pH, alcalinità, durezza, LSI e concentrazione di CO₂ (Tabella 4.95)
- la definizione delle caratteristiche dell'acqua che si vuole ottenere in uscita dal processo di ricarbonatazione in termini di pH, alcalinità, concentrazione di CO₂, LSI (Tabella 4.96)

Tabella 4.95. Caratteristiche dell'acqua dissalata prodotta dal processo RO in termini di salinità, pH, alcalinità, durezza, LSI e concentrazione di CO₂, relativamente a ciascuno scenario di temperatura.

Parametro	Valore	
	Scenario estivo	Scenario invernale
Temperatura (°C)	28	10
Salinità (mgTDS/L)	98,9	113,3
pH	7,79	5,72
Alcalinità (mgCaCO ₃ /L)	0,65	0,71
Durezza (mgCaCO ₃ /L)	4,29	4,80
LSI	-4,3	-6,7
CO ₂ (mg/L)	1,79	3,45

Tabella 4.96. Caratteristiche dell'acqua che si vuole ottenere in uscita dal processo di ricarbonatazione in termini di pH, alcalinità, concentrazione di CO₂, LSI. (Hernandez – Suarez, 2010).

Parameter	Range
pH	8.2 ± 0.1
Alk (mg CaCO ₃ /L)	56 ± 3
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	68 ± 3
Ca ²⁺ (mg/L)	21 ± 2
CO ₂ (mg/L)	0.7 ± 0.1
LSI	± 0.15

Il sistema di ricarbonatazione adottato è quello di dissoluzione di calcite. Trattandosi in un impianto di dimensioni medio grandi la scelta era essenzialmente tra dissoluzione di calcite e ricarbonatazione con calce e CO₂. La scelta della prima opzione trova ragione nella più semplice gestione del processo: infatti si è osservato nel Cap. 3.6.1 che nel processo di dissoluzione di calce e CO₂ presenta pratiche difficoltà nel mantenere in uscita un pH stabile e una torbidità bassa.

Sebbene la soluzione adottata sia meno vantaggiosa dal punto di vista dei costi fissi, è invece meno onerosa dal punto di vista dei costi operativi, e si ritiene che la taglia di impianto giustifichi tale scelta.

La sezione di ricarbonatazione è composta dalle unità di:

- Pre-acidificazione: effettuata mediante dosaggio di CO₂
- Contatto con calcite: effettuata facendo attraversare al flusso di acqua pre-acidificata un letto granulare di calcite (Limestone Bed Contact Reactor, LBCR)
- Post-alcalinizzazione: incremento del pH dell'acqua in uscita dal processo mediante il dosaggio di NaOH allo scopo di portare il LSI a valori leggermente positivi, conferendo all'acqua un lieve carattere incrostante

4.9.1.1. Dimensionamento dell'unità di pre-acidificazione

Come visto nel *Cap. 3.6.1* i metodi di pre-acidificazione possibili sono:

- dosaggio di H_2SO_4
- dosaggio di CO_2

Si è optato per quest'ultima soluzione per i seguenti motivi:

- A parità di alcalinità carbonatica prodotta si produce una minor quantità di calcio, per cui a parità di LSI si ottiene un'acqua dal maggior potere tampone e dalla minor durezza
- Si dispone di un grosso centro di produzione e distribuzione di gas tecnici nelle vicinanze, ragion per cui la CO_2 non viene prodotta in situ ma acquistata
- Si evita l'aggiunta di solfati all'acqua prodotta

In *Figura 4.43* è indicato il dosaggio di CO_2 necessario ad ottenere, in un sistema di ricarbonatazione per dissoluzione di calcite, le specifiche indicate in *Tabella 4.96*, noti l'alcalinità e il pH del permeato (*Hernandez – Suarez, 2010*). Si tratta di curve sperimentali e relative ad una temperatura di $20^\circ C$.

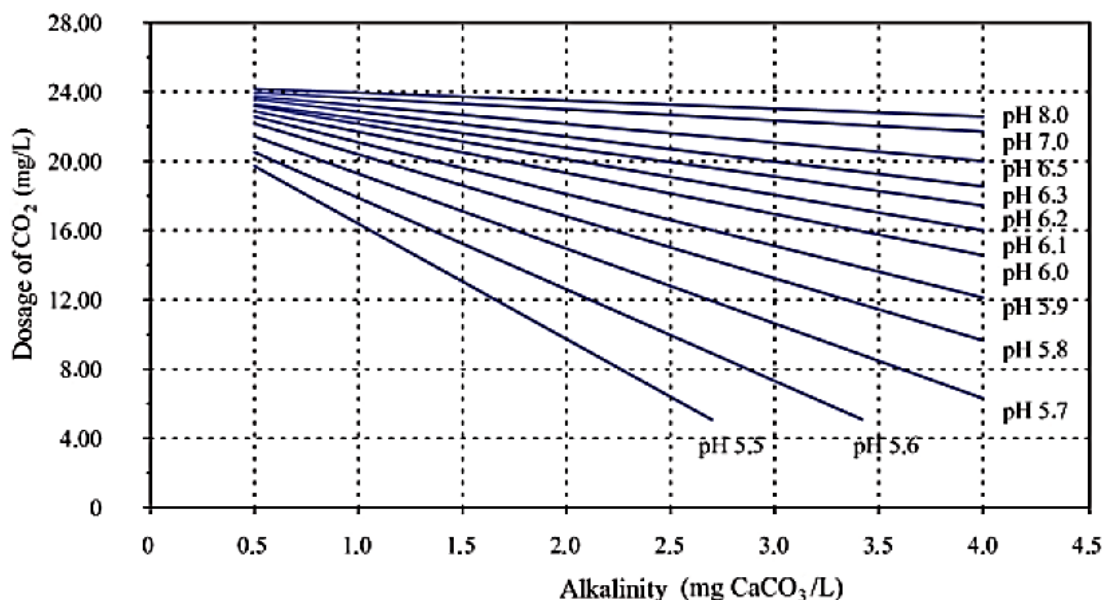


Figura 4.43. Dosaggio di CO_2 necessaria ad ottenere in un sistema di ricarbonatazione per dissoluzione di calcite le specifiche indicate in *Tabella 4.96*, noti l'alcalinità e il pH del permeato. Si tratta di curve sperimentali e relative ad una temperatura di $20^\circ C$. (*Hernandez – Suarez, 2010*).

Utilizzando i valori di alcalinità e pH indicati in *Tabella 4.97* si ottengono i dosaggi di CO_2 necessari in entrambi gli scenari stagionali. Difetto di questo approccio speditivo resta il fatto che le curve di *Figura 4.43* si riferiscono alla temperatura di $20^\circ C$, e pertanto non riescono a tener conto dell'effettiva temperatura degli scenari stagionali considerati.

Tabella 4.97. Dosaggio di CO_2 necessario a ottenere il livello di ricarbonatazione desiderato (espresso in *Tabella 4.96*) in un sistema di dissoluzione di calcite in entrambi gli scenari stagionali considerati.

Parametro	Scenario stagionale	
	Estivo	Invernale
Alcalinità del permeato (mg $CaCO_3/L$)	0,65	0,61
pH del permeato	7,76	5,72
Dosaggio di CO_2 (mg/L)	24	22

Il dosaggio di CO₂ è effettuato direttamente in-pipe, in un tubo verticale in flusso discendente ad una velocità di 0,07 m/s circa onde trascinarsi di bolle e sovradosaggi (*Hernandez – Suarez, 2010*). Si sceglie di effettuare il dosaggio in condizioni di pressione all'interno della tubazione non elevate. La saturazione condotta a elevata pressione consentirebbe sì una riduzione del flusso da saturare (la concentrazione di saturazione dei gas è maggiore a pressione elevata) ma incrementerebbe i consumi energetici per la pressurizzazione, e complessivamente il bilancio dei costi non risulta favorevole (*Hernandez – Suarez, 2010*).

4.9.1.2. Dimensionamento dell'unità di contatto

L'unità di contatto consiste in un supporto granulare di calcite che attraversato da un flusso di acqua pre-acidificata produce il rilascio di CaCO₃.

Il flusso di acqua all'interno del reattore di contatto può essere in modalità upflow o downflow.

Tra le due opzioni si sceglie di operare in modalità upflow per la seguente ragione di carattere tecnico.

Quando il flusso pre-acidificato con CO₂ attraversa il letto di contatto subirà delle perdite di carico, le quali andando a ridurre la pressione idraulica del flusso di acqua determineranno la liberazione di una quota parte di CO₂ gassosa per cavitazione. La CO₂ liberatasi tenderà a muoversi in senso ascendente. Se il flusso di acqua all'interno del reattore di contatto è in modalità upflow è possibile recuperare per ridissoluzione parte di questa CO₂ liberatasi, ridissoluzione che può essere determinata da un progressivo consumo di CO₂ disciolta ad opera della reazione di dissoluzione di calcite.

Inoltre con flusso in modalità upflow il letto è meno propenso a subire intasamento.

Si distingue inoltre tra modalità di filtrazione a portata costante e a perdita di carico costante. Si è optato per la prima opzione, vista la più gradita possibilità di una fornitura costante di acqua.

Periodicamente è necessario ricaricare il supporto di contatto, il quale tenderà chiaramente a sgretolarsi e pertanto a incrementare la torbidità dell'acqua prodotta, ed è anche necessario effettuare un controlavaggio atto a smuovere il letto, rimettendolo in sesto da possibili fenomeni di intasamento e da possibile formazione di percorsi preferenziali del flusso.

Il controlavaggio consiste nelle seguenti operazioni (*Hernandez – Suarez, 2010*):

1. 3 minuti con aria alla portata specifica di 80 Nm³/h/m²
2. 10 minuti alla portata di 32 m/h

I parametri principali per il dimensionamento del letto di contatto sono:

- Carico idraulico superficiale (m³/h/m²)
- Tempo di contatto a letto vuoto (EBCT)

Valori tipici del carico idraulico superficiale utilizzabili sono tra 10 – 16 m/h.

All'aumentare del carico idraulico superficiale aumenta la torbidità dell'acqua prodotta, in ragione di un minor effetto filtrante del letto, e di un maggior effetto di trascinarsi di solidi, come evidenziato in *Figura 4.44* (*Hernandez – Suarez, 2010*). D'Altra parte al diminuire del carico idraulico superficiale aumentano i costi capitali dell'impianto, ma diminuiscono le perdite di carico, e così i costi di esercizio. È bene dunque trovare un trade off tra i parametri esposti.

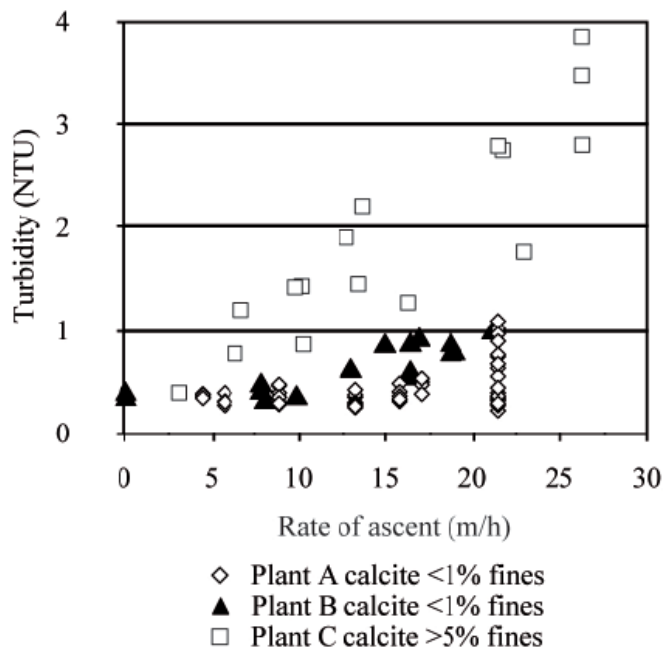


Figura 4.44. Torbidità dell'acqua prodotta al variare del carico idraulico superficiale applicato al letto di contatto per un processo di dissoluzione di calcite a flusso ascendente così come ottenuto da prove sperimentali: si osserva una chiara correlazione positiva tra le due grandezze. Nelle prove si sono utilizzate differenti granulometrie per la calcite. Maggiore torbidità nell'acqua prodotta si è riscontrata per la calcite di granulometria più grossolana in ragione di un minor effetto filtrante (Hernandez – Suarez, 2010).

All'aumentare del tempo di contatto a letto vuoto (EBCT), la reazione giunge a maggior completezza. Valori tipici impiegati per EBCT si aggirano attorno a 11 minuti per temperatura che di 22°C, valori che aumentano sino a 14 – 20 minuti per temperature inferiori a 14°C (Hernandez – Suarez, 2010). L'altezza del letto filtrante è generalmente compresa tra 1 – 3,5 m, e frequentemente è pari a 2 m (Hernandez – Suarez, 2010).

In Figura 4.45 si osserva l'evoluzione del LSI con il EBCT per un letto a flusso ascendente a temperatura 22°C.

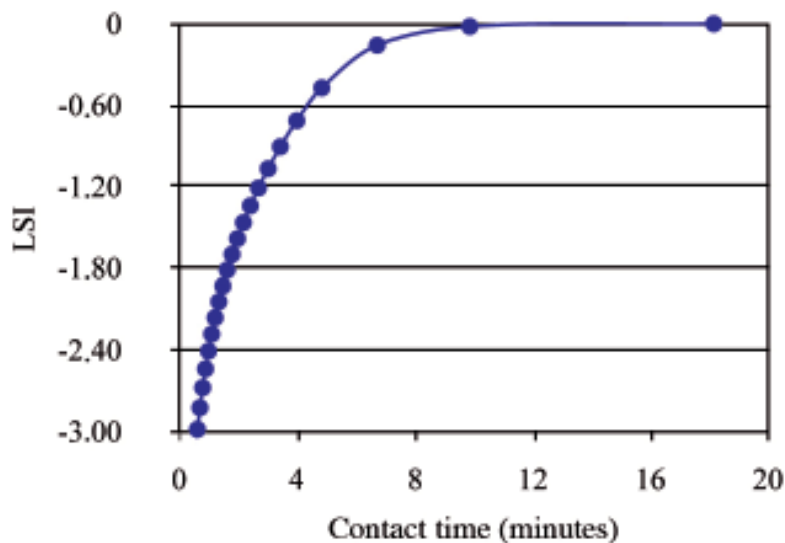


Figura 4.45. Relazione tra il Langelier Saturation Index (LSI) dell'acqua in uscita dall'unità di dissoluzione di calce e il EBCT per un'acqua alla temperatura di 22°C. Per un tempo di contatto superiore a 11 minuti si ottiene in uscita un'acqua dal carattere non aggressivo (Hernandez – Suarez, 2010).

Tutto il flusso di acqua dissalata è sottoposto a ricarbonatazione, come schematizzato in *Figura 4.42*. Nel presente lavoro si sceglie di utilizzare per il letto di contatto calcite di granulometria 2 mm, valore non troppo basso per non penalizzare la permeabilità del letto e quindi i costi operativi legati alle perdite di carico e non troppo alto in modo da avere una certa azione filtrante e per limitare l'intensità di fenomeni di assestamento del letto (fisiologici per questa tecnologia) dovuti alla perdita di massa del supporto con il procedere della reazione).

Il carico idraulico superficiale è di 12 m/h nello scenario estivo e di 10 m/h nello scenario invernale. Il più basso carico idraulico nello scenario invernale è impostato al fine di garantire un maggior tempo di contatto, necessario quando la temperatura risulta bassa.

Si evince che la maggior richiesta di superficie si avrà nello scenario invernale. La superficie (A_{TOT}) richiesta è calcolata come:

$$A_{tot} = \frac{Q_{destinated}}{C_i} = \frac{2500 \text{ m}^3/h}{10 \text{ m/h}} = 250 \text{ m}^2 \quad (4.43)$$

dove C_i (m/h) è il carico idraulico superficiale.

Ciascuna cella ha dimensioni rettangolari, con area di 10 m² e altezza 3 m, come in figura.

Ne deriva che le celle di contatto di cui dotare l'impianto saranno 25.

Si suddivide la linea di ricarbonatazione su 5 linee, dove ciascuna linea è dotata di 5 celle di contatto in alimentazione upflow.

Si calcola dunque il EBCT (tempo di contatto a letto vuoto) per lo scenario invernale e si verifica che rientri nell'intervallo 14 – 20 min.

$$EBCT = \frac{h}{C_i} \cdot 60 \frac{\text{min}}{h} = \frac{3 \text{ m}}{10 \frac{\text{m}}{h}} \cdot 60 = 18 \text{ min}$$

dove h è l'altezza del letto di contatto.

Il risultato ottenuto è conforme all'intervallo suggerito (14 – 20 min).

In estate sono operative soltanto 4 delle 5 linee di ricarbonatazione, e pertanto essendo invariata la portata il carico idraulico superficiale sarà di 12,5 m/h, e il tempo di contatto di 14,4 min, più che sufficiente per garantire completezza al processo.

In *Tabella 4.98* sono riassunti il numero di celle e il numero di linee che compongono la linea di ricarbonatazione e le relative dimensioni.

Tabella 4.98. Numero di celle e il numero di linee che compongono la linea di ricarbonatazione e le relative dimensioni.

Numero di celle	25
Numero di linee	5
Numero di celle per linea	5
Superficie singola cella (m²)	10
Lunghezza singola cella (m)	5
Larghezza singola cella (m)	2
Altezza cella (m)	3

In *Tabella 4.99* sono riassunti i parametri operativi per il processo di ricarbonatazione e il numero di linee operative per ciascuno scenario di temperatura considerato.

Tabella 4.99. *Parametri operativi per il processo di ricarbonatazione e il numero di linee operative per ciascuno scenario di temperatura considerato. Nello scenario invernale si mantiene un carico idraulico superficiale al fine di garantire una maggior tempo di contatto, reso necessario dalla meno rapida cinetica di dissoluzione del CaCO₃ alla bassa temperatura.*

Scenario	Temperatura (°C)	Portata acqua dissalata (m ³ /h)	Numero di linee di ricarbonatazione operative	Carico idraulico superficiale (m/h)	Tempo di contatto a letto vuoto EBCT (min)
Invernale	10	2.500	5	10	18
Estivo	28	2.500	4	12	14,4

L'alimentazione alla linea di post-trattamento è garantita da 3 pompe centrifughe operanti in parallelo, due operative e una di riserva.

Ipotizzando che la pressione di mandata della pompa di alimentazione alla sezione dei post trattamenti (Post-treatment supply pump, cf. *Figura 4.42*) sia pari a 3 bar, ne derivano i consumi energetici indicati in *Tabella 4.100*).

Tabella 4.100. *Portata transitante, pressione di mandata e valori di potenza assorbita relativi alle pompe utilizzate per l'alimentazione alla linea di post-trattamento. Si è assunto un rendimento energetico delle pompe pari al 80%. Tra i due scenari i consumi energetici non variano perché la portata transitante è la stessa, e la pressione di mandata si assume non vari.*

Pompa	Portata transitante (m ³ /h)	Pressione di mandata (bar)	Potenza assorbita (kW)
Post-treatment supply pump	2.500	3	260

4.9.1.3. Dimensionamento dell'unità di post-alcalinizzazione

La post-alcalinizzazione può essere realizzata mediante degasazione in torre di strippaggio o mediante dosaggio di reagenti alcalini. Nel presente lavoro si è optato per quest'ultima soluzione e in particolare si è scelta la soda (NaOH) come reagente alcalino.

La scelta di questa soluzione è attribuita principalmente al fatto che:

- si ritiene che i costi di esercizio molto bassi per la degasazione non ne giustifichino, almeno per la presente taglia di impianto, gli elevati costi fissi
- la sola degasazione non consente il raggiungimento di rendimenti spinti di neutralizzazione della CO₂, il che spinge comunque a dover ricorrere ad un dosaggio finale di reagente alcalino, certamente con il vantaggio di una riduzione del consumo di chemicals, ma comunque dovendo prevedere i costi fissi per l'installazione del sistema di dosaggio di reagente chimico
- il rischio di incrostazioni nella torre di degasazione potrebbe portare a oneri gestionali aggiuntivi

La scelta della soda come reagente alcalino è da ricondurre a ragioni di carattere economico, che la farebbero ad esempio preferire al carbonato di sodio e gestionale, che la farebbero preferire alla calce, il cui sistema di dosaggio è di non pratica gestione e che incrementerebbe la durezza dell'acqua.

In fase di dimensionamento non è possibile prevedere la quantità di soda che si dovrà dosare nel sistema, poiché tutto il flusso di acqua dissalata è sottoposto a ricarbonatazione (in altre parole il flusso di bypass è nullo) e pertanto il dosaggio di soda dipenderà molto dal livello di completezza raggiunto dalla reazione di dissoluzione di CaCO_3 all'interno del letto di contatto.

Tale dosaggio sarà dunque da constatarsi in fase di gestione dell'impianto.

Volendo comunque rifarsi a valori di letteratura (Hernandez – Suarez, 2010) dovrà comunque prevedersi un dosaggio di NaOH di 2 – 4 mg/L.

Caratteristiche della soluzione commerciale di NaOH da dosare sono indicate in *Tabella 4.101*.

Tabella 4.101. *Titolo e densità della soluzione commerciale di NaOH utilizzata per l'operazione di post-alkalinizzazione. (La tribune du Cebedeau, 1983).*

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	42	% peso
Densità della soluzione	1.450	kg/m ³

La portata di iniezione della soluzione commerciale di NaOH Q_{NaOH} , che si ricava come:

$$Q_{\text{NaOH}} = \frac{Q_{dw} \cdot C_{\text{NaOH}}}{\frac{\text{TS}\%}{\rho_{\text{soluz}}}} \quad (4.44)$$

dove:

Q_{dw} (m³/h): portata di acqua dissalata

C_{NaOH} (ppm): dosaggio di soda

TS%: titolo della soluzione commerciale di soda (*Tabella 4.101*)

ρ_{soluz} (kg/m³): densità della soluzione commerciale di NaOH (*Tabella 4.102*)

Applicando la (4.44) nei due scenari estivo e invernale si ottiene la portata di soluzione commerciale da iniettare nel flusso di acqua influente, come riportato in *Tabella 4.102*.

Tabella 4.102. *Portata di iniezione di soluzione commerciale 42% di NaOH per l'operazione di post-alkalinizzazione, onde garantire in acqua un dosaggio pari a 3 ppm.*

	Q_{sw}	Dosaggio NaOH pura	Portata di iniezione di soluzione commerciale 42% NaOH	Formula utilizzata per il calcolo
	m ³ /h	ppm	L/h	
Scenario invernale	2.500	3	12,3	(4.44)
Scenario estivo	2.500	3	12,3	(4.44)

4.9.2. Dimensionamento della sezione di post-disinfezione

Soluzione di post-disinfezione scelta è quella di clorazione effettuata mediante dosaggio di ipoclorito di sodio (NaClO). La soluzione di NaClO è dosata nel flusso di acqua da inviare alla rete e la miscelazione è garantita da un miscelatore statico in linea.

Il dosaggio di NaClO è atto a garantire un concentrazione di cloro libero nell'acqua inviata alla rete di 0,1 ppm.

In *Tabella 4.103* sono indicate le caratteristiche della soluzione commerciale di NaClO utilizzata.

Tabella 4.103. Caratteristiche soluzione commerciale di NaClO utilizzata per la pre-clorazione (*La tribune du Cebedeau, 1983*).

	Valore	Unità di misura
Titolo della soluzione	12	% peso
Densità della soluzione	1.210	kg/m ³

La portata di soluzione commerciale di NaClO Q_{NaClO} da dosare si ricava mediante la (4.4), di seguito richiamata:

$$Q_{NaClO} = Q_w \cdot C_{Cl_2} \cdot 1,05 \frac{g NaClO}{g Cl_2} \cdot 0,00688 \frac{L_{soluz NaClO}}{g NaClO} \quad (4.4)$$

dove Q_w è la portata di acqua dolce da immettere in rete, che vale 2.500 m³/h in entrambi gli scenari stagionali, mentre C_{Cl_2} è la concentrazione di cloro libero da garantire in acqua, ossia 0,1 ppm.

Si ricava quanto segue.

Tabella 4.104. Dosaggio di cloro libero e portata della soluzione di NaClO da iniettare nel flusso di acqua da immettere in rete. Il dosaggio, la portata di acqua da addurre alla rete, e di conseguenza anche la portata di iniezione di NaClO è la stessa in entrambi gli scenari invernale ed estivo

	Valore	Unità di misura
Portata di acqua da immettere in rete	2.500	m ³ /h
Concentrazione di cloro libero per la disinfezione di copertura	0,1	ppm Cl ₂
Portata di soluzione commerciale di NaClO da iniettare nel flusso Q_{NaClO}	1,8	L/h

4.10. Dimensionamento del sistema di smaltimento della salamoia

4.10.1. Scelte tecniche

A valle della panoramica fatta nel *Cap. 3.8* sulle possibili opzioni di smaltimento della salamoia prodotta dal processo di dissalazione, nel presente impianto si sceglie di adottare una soluzione di scarico mediante una condotta sottomarina di apposita costruzione, che scarichi al largo, dotata di un diffusore multiporte inclinato rispetto all'orizzontale.

Infatti data l'elevata capacità dell'impianto non era possibile effettuare lo scarico nella tidal zone (*Cap. 3.8.2*) e pertanto è risultato necessario dotare la condotta di scarico di un apposito diffusore che compensasse la minor capacità di dispersione posseduta dall'acqua di mare oltre la tidal zone.

La localizzazione ottimale del punto di scarico della salamoia è quella che minimizzi gli impatti ambientali e al contempo il costo relativo all'opera idraulica.

Come affermato nel *Cap. 3.8.1* al fine di individuare l'allocazione ottimale del punto di scarico della salamoia è necessario condurre studi approfonditi circa:

- la localizzazione e la sensibilità degli ecosistemi presenti
- la destinazione d'uso del mare nella zona in esame
- la batimetria
- il regime di correnti marine
- l'eventuale presenza di scarichi di altra entità

Sulla base di questi dati è inoltre necessario effettuare una serie di simulazioni in modo da poter prevedere l'ampiezza degli impatti provocati dall'opera idraulica e dall'operazione di scarico della salamoia.

Ciò elude dagli obiettivi del presente lavoro.

Tuttavia nel presente lavoro attraverso il metodo Jirka (*Jirka, 2008*) ci si è comunque occupati di trovare una allocazione qualitativa del punto di scarico.

Il metodo prevede l'inserimento di parametri di semplice reperibilità, in particolare non richiede la conoscenza del regime di correnti marine poiché lavora sotto l'ipotesi forte di acqua stagnante, pertanto come anticipato nel *Cap. 3.8.1* può essere utilizzato esclusivamente come metodo di screening.

Tale metodo prevede l'uso di un programma realizzato in ambiente Excel, e prevede come input:

- caratteristiche dell'acqua di mare: salinità e temperatura
- parametri operativi dell'impianto: capacità e *recovery*, temperatura
- pendenza del fondale marino
- pendenza rispetto all'orizzontale del diffusore per lo scarico

Il programma restituisce come output:

- densità e viscosità dell'acqua di mare e della salamoia
- galleggiabilità del plume g'_0
- numero di diffusori necessario a garantire un valore di velocità di sbocco compreso tra 4 – 6 m/s e un diametro compreso tra 0,1 e 1 m
- parametri di turbolenza del flusso
- geometria del getto di salamoia

Si effettua l'analisi nello scenario invernale e nello scenario estivo. Questa analisi servirà come strumento di supporto alla scelta di allocazione del punto di scarico della salamoia.

4.10.2. Analisi con metodo Jirka – scenario invernale

Per prima cosa si inseriscono i dati relativi alla salinità e alla temperatura dell'acqua di mare e i parametri operativi dell'impianto, ossia la capacità e il *recovery*.

Come affermato nel paragrafo precedente la condotta è adibita esclusivamente allo scarico della salamoia prodotta dall'impianto di dissalazione, e non si prevede la miscelazione con altri flusso (es. acque di scarico, acqua utilizzata per il raffreddamento in centrali di potenza).

Nella prima schermata si definiscono quindi le caratteristiche dell'effluente dalla condotta di scarico.

Flowrates & Effluent Characteristics RO

- ambient characteristics (seawater)		<i>annotations/limitations:</i>
ambient temperature	$T_a = 10,00$ °C	$T = 10$ to 180 °C
ambient salinity	$Sal_a = 38,50$ ppt	$Sal = 0$ to 160 ppt (ppt = g/kg)
ambient density	$\rho_a = 1029,75$ kg/m ³	allowed ranges for viscosity calculation:
ambient kin. viscosity	$\nu_a = 1,35E-06$ m ² /s	$Sal = 0$ to 130 ppt, $T = 10$ to 180 °C (El-Dessouky, Ettouny (2002))
- fresh water (permeate)		recovery rate:
flowrate	$Q_{drink} = 0,70$ m ³ /s	percentage of intake water converted into permeate;
recovery rate	$r = 45$ %	plant characteristic; following Lattemann: $r = 40-65$ %
intake flowrate	$Q_{in} = 1,56$ m ³ /s	
- brine characteristics (effluent from desalination process)		
plant effluent flowrate	$Q_{desal} = 0,86$ m ³ /s	
temperature	$T_{desal} = 10,00$ °C	usually ambient or 1°C above
salinity	$Sal_{desal} = 70,00$ ppt	with $Sal_{drink} = 0$ ppt
density	$\rho_{desal} = 1054,08$ kg/m ³	e.g. coagulants, anti-scalants,
substance concentration	$C_{desal} = 20,00$ ppm	(has no effect on density or mixing characteristics)
- blended effluent - external - (e.g. waste water or others)		
flowrate	$Q_{eff,ex} = 0,00$ m ³ /s	
temperature	$T_{eff,ex} = 20,00$ °C	
salinity	$Sal_{eff,ex} = 0,00$ ppt	
density	$\rho_{eff,ex} = 998,40$ kg/m ³	$Sal = 0$ to 160 ppt, $T = 10$ to 180 °C
Final effluent characteristics:		
flowrate	$Q_o = 0,86$ m ³ /s	mean average
effluent temperature	$T_o = 10,00$ °C	mean average
effluent salinity	$Sal_o = 70,00$ ppt	
effluent density	$\rho_o = 1054,08$ kg/m ³	
buoyant acceleration	$g_o' = -0,23178$ m/s ²	$g_o' = g \cdot (\rho_a - \rho_o) / \rho_a$
-> negatively buoyant, ok!		$g_o' < 0$: negatively buoyant, $g_o' > 0$: positively buoyant
kin. viscosity	$\nu_o = 1,42E-06$ m ² /s	allowed ranges for viscosity calculation:
substance concentration	$c_o = 20,00$ ppm	$Sal = 0$ to 130 ppt, $T = 10$ to 180 °C (El-Dessouky, Ettouny (2002))

Figura 4.46. Scenario invernale. Schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'effluente dalla condotta di scarico. Si inseriscono i dati relativi alla salinità e alla temperatura dell'acqua di mare e i parametri operativi dell'impianto, ossia la capacità e il recovery, e si inseriscono i dati relativi a eventuali flussi di altra entità con i quali miscelare la salamoia dell'impianto.

Dopodiché si definiscono le caratteristiche dello scarico:

- si definisce la pendenza del fondale marino, che come visto nel *Cap. 4.3* in zone offshore è circa 1°
- si sceglie l'angolo di inclinazione rispetto all'orizzontale del diffusore di scarico. Un valore elevato di tale angolo produce un getto che si sviluppa maggiormente in altezza, riducendo la distanza del getto, il quale arriverà all'impatto maggiormente diluito. Per contro all'aumentare dell'angolo di sbocco si deve collocare lo scarico a maggior profondità e di conseguenza aumenta la lunghezza della condotta di scarico
- si sceglie il numero di diffusori in modo da rientrare nel range di velocità consigliato 4 – 6 m/s, e con un diametro del diffusore compreso tra 0,1 – 1 m. All'aumentare della velocità di sbocco il getto assume un percorso più lungo e pertanto subisce una maggior diluizione. Inoltre all'aumentare della velocità di sbocco aumenta la turbolenza (numero di Reynolds), fatto che contribuisce ad aumentare la diluizione della salamoia scaricata. Per contro aumenta la profondità cui è necessario collocare il getto e di conseguenza la lunghezza della condotta di scarico a mare

Sulla base di queste considerazioni, a valle di una serie di prove condotte con il programma, si è scelto un angolo di inclinazione del diffusore pari a 45° e un numero di diffusori pari a 6. Ne risulta che il diametro commerciale dei diffusori da installare è di 0,2 m.

Discharge Characteristics RO

- ambient characteristics

ambient density	$\rho_a =$	1029,75	kg/m ³
buoyant acceleration	$g'_a =$	-0,23178	m/s ²
offshore slope	$\theta_a =$	1	°

- effluent characteristics

flowrate	$Q_a =$	0,86	m ³ /s
discharge density	$\rho_o =$	1054,08	kg/m ³
kin. viscosity	$\nu_o =$	1,42E-06	m ² /s

- discharge characteristics

Choose a discharge angle (recommended: 45°):

discharge angle	$\theta_o =$	45	°
discharge angle as recommended!			
port discharge velocity	$U_o =$	5,00	m/s
number of openings	$n =$	6	
port diameter	$D =$	0,19	m

dens. Froude Number	$Fr_o =$	23,77
Reynolds Number	$Re_o =$	6,70E+05

Checking of characteristic properties:

Diameter D : in required range, ok!
Froude Number Fr_o : in recommended range, perfect!
Reynolds Number Re_o : in required range, ok!

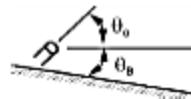
Choose an appropriate port diameter (DN according to ISO standard):

port diameter	$D =$	0,20	m
---------------	-------	------	---

Final discharge characteristics:

port diameter	$D =$	0,20	m
number of openings	$n =$	6	
discharge angle	$\theta_o =$	45	°
flowrate (individual)	$Q_{o,ind} =$	0,14	m ³ /s
port discharge velocity	$U_o =$	4,55	m/s
dens. Froude Number	$Fr_o =$	21,14	
Reynolds Number	$Re_o =$	6,40E+05	
momentum flux	$M_o =$	0,65	m ⁴ /s ²
buoyancy flux	$J_o =$	-0,033	m ⁴ /s ³
discharge length scale	$L_Q =$	0,18	m
momentum length scale	$L_M =$	3,98	m

annotations:



$[0^\circ \leq \theta_o \leq 90^\circ]$ only integer!

recommended: $U_o = 4-6$ m/s
start with one opening!

$$Fr_o = U_o / (g'_a - D)^{1/2} = Q_a / (D^2 \pi / 4) / (g'_a - D)^{1/2}$$

$$Re_o = U_o \cdot D / \nu_o$$

required:

$$0.1 \leq D \leq 1.0$$

$$Fr_o \geq 10, \text{ recommended: } Fr_o = 20-25$$

$$Re_o > 4000$$

$$M_o = U_o \cdot Q_o$$

$$J_o = g'_a \cdot Q_o \quad (<0: \text{negatively buoyant})$$

$$L_Q = (D^2 \pi / 4)^{1/2} = Q_o / M_o^{1/2}$$

$$L_M = M_o^{3/4} / J_o^{1/2}$$

Figura 4.47. Scenario invernale. Schermata relativa alla definizione della pendenza del fondale (1°) e delle caratteristiche dello scarico: angolatura del diffusore rispetto all'orizzontale e numero di diffusori installati. Al fine di trovare un buon compromesso tra il fatto di ottenere una buona diluizione della salamoia e il fatto di contenere la profondità dello scarico e di conseguenza la lunghezza della condotta si è scelto un angolo di inclinazione del diffusore pari a 45° e un numero di diffusori pari a 6.

In Figura 4.49 sono riportati i risultati forniti dal programma relativamente alla geometria del getto di salamoia. I simboli si riferiscono alla rappresentazione del getto indicata in Figura 4.48.

L'altezza massima raggiunta dal getto di salamoia è pari a 6,78 m, di conseguenza la profondità minima alla quale è necessario collocare lo scarico è pari a 4,51 m, per cui considerando la pendenza del fondale di 1° la lunghezza della condotta deve essere di almeno 255 m. La distanza di impatto raggiunta dal getto è di 12 m.

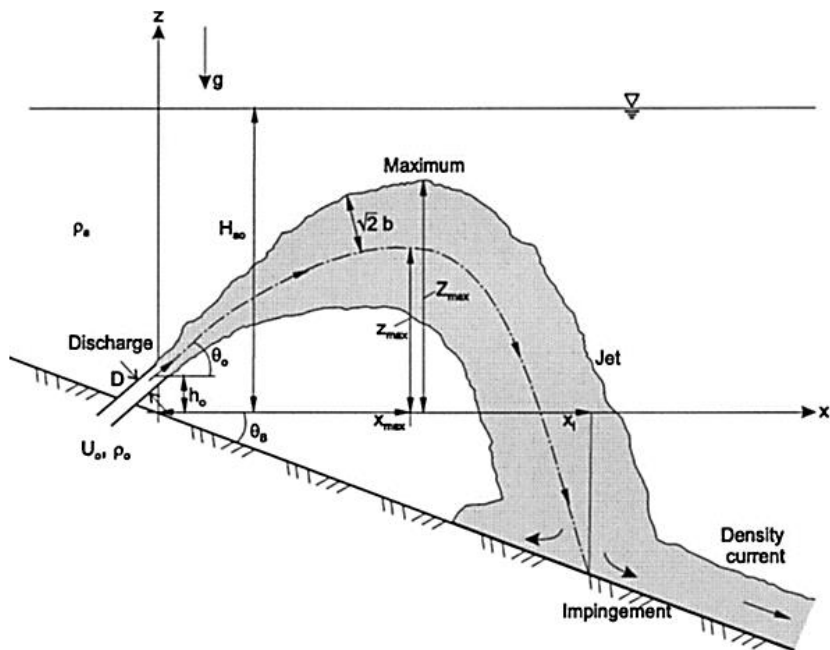


Figura 4.48. Rappresentazione schematica del getto di salamoia.

- geometric jet properties		(for discharge angles that are not a multiple of 15°: linear interpolation!)		
	Z_{max}/L_M (3%)	1,702	(taken from Fig. 2(a))	
	Z_{max}/L_M (25%)	1,511		
	Z_{max}/L_M	1,182	(taken from Fig. 4(a))	
	x_{max}/L_M	1,606		
	z_i/L_M	-0,661	!port height not considered!	
	x_i/L_M	3,038		
upper jet boundary	Z_{max} (3%)	6,78 m	$H_{oo} \geq 0.75 \cdot Z_{max}$ (25%) in required range, offshore location ok!	
	Z_{max} (25%)	6,01 m		
maximum jet centerline position	z_{max}	4,71 m		
jet centerline position at the impingement point	x_i	12,09 m		
offshore location	$x \geq$	255,05 m		
local water depth	$H_{oo} \geq$	4,51 m		
Choose an appropriate outfall location:				
offshore location	$x =$	260,0 m		
local water depth	$H_{oo} =$	4,60 m		
- dilutions & concentration		(for bottom slopes that are not a multiple of 10°: linear interpolation!)		
minimum centerline dilution at z_{max}	S_m/FR_o	0,29	Fig. 2(b)	
	S_m	6,1		
bulk dilution at impingement point	S_i/FR_o	1,42	Fig. 4(b)	
	S_i	30,1		
substance concentration at the centerline of				
max. level of rise (z_{max})	c_m	3,30 ppm	$S = c_o/c_c \rightarrow c_c = c_o/S$	
impingement point (z_i)	c_i	0,66 ppm		

Figura 4.49. Scenario invernale. Risultati forniti dal programma relativamente alla geometria del getto di salamoia. I simboli si riferiscono a Figura 4.48. L'altezza massima raggiunta dal getto di salamoia è pari a 6,78 m, di conseguenza la profondità minima alla quale è necessario collocare lo scarico è pari a 4,51 m, per cui considerando la pendenza del fondale di 1° la lunghezza della condotta deve essere di almeno 255 m. La distanza di impatto raggiunta dal getto è di 12 m.

4.10.3. Analisi con metodo Jirka – scenario estivo

Si ripete l'analisi nello scenario estivo, le cui schermate sono riportate nelle seguenti figure.

Flowrates & Effluent Characteristics RO

- ambient characteristics (seawater)

ambient temperature	$T_a =$	28,00	°C
ambient salinity	$Sal_a =$	38,50	ppt
ambient density	$\rho_a =$	1024,68	kg/m ³
ambient kin. viscosity	$\nu_a =$	8,83E-07	m ² /s

annotations/limitations:

$T = 10$ to 180°C
 $Sal = 0$ to 160 ppt (ppt = g/kg)
 allowed ranges for viscosity calculation:
 $Sal = 0$ to 130 ppt, $T = 10$ to 180°C (El-Dessouky, Ettouney (2002))

- fresh water (permeate)

flowrate	$Q_{drink} =$	0,73	m ³ /s
recovery rate	$r =$	45	%
intake flowrate	$Q_{in} =$	1,62	m ³ /s

recovery rate:
 percentage of intake water converted into permeate;
 plant characteristic; following Lattemann: $r = 40$ -65%

- brine characteristics (effluent from desalination process)

plant effluent flowrate	$Q_{desal} =$	0,89	m ³ /s
temperature	$T_{desal} =$	28,00	°C
salinity	$Sal_{desal} =$	70,00	ppt
density	$\rho_{desal} =$	1048,51	kg/m ³
substance concentration	$c_{desal} =$	20,00	ppm

usually ambient or 1°C above
 with $Sal_{drink} = 0$ ppt
 e.g. coagulants, anti-scalants,
 (has no effect on density or mixing characteristics)

- blended effluent - external - (e.g. waste water or others)

flowrate	$Q_{eff,ex} =$	0,00	m ³ /s
temperature	$T_{eff,ex} =$	20,00	°C
salinity	$Sal_{eff,ex} =$	0,00	ppt
density	$\rho_{eff,ex} =$	998,40	kg/m ³

$Sal = 0$ to 160 ppt, $T = 10$ to 180°C

Final effluent characteristics:

flowrate	$Q_o =$	0,89	m ³ /s
effluent temperature	$T_o =$	28,00	°C
effluent salinity	$Sal_o =$	70,00	ppt
effluent density	$\rho_o =$	1048,51	kg/m ³
buoyant acceleration	$g_o' =$	-0,22812	m/s ²
-> negatively buoyant, ok!			
kin. viscosity	$\nu_o =$	9,33E-07	m ² /s
substance concentration	$c_o =$	20,00	ppm

mean average
 mean average
 $g_o' = g \cdot (|\rho_a - \rho_o|) / \rho_a$
 $g_o' < 0$: negatively buoyant, $g_o' > 0$: positively buoyant
 allowed ranges for viscosity calculation:
 $Sal = 0$ to 130 ppt, $T = 10$ to 180°C (El-Dessouky, Ettouney (2002))

Figura 4.50. Scenario estivo. Schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'effluente dalla condotta di scarico. Si inseriscono i dati relativi alla salinità e alla temperatura dell'acqua di mare e i parametri operativi dell'impianto, ossia la capacità e il recovery, e si inseriscono i dati relativi a eventuali flussi di altra entità con i quali miscelare la salamoia dell'impianto. Si osserva che a seguito della variazione della densità dell'acqua di mare e della salamoia migliora leggermente la galleggiabilità della salamoia.

Discharge Characteristics RO

- ambient characteristics

ambient density	$\rho_o =$	<input type="text" value="1024,68"/>	kg/m ³
buoyant acceleration	$g'_o =$	<input type="text" value="-0,22812"/>	m/s ²
offshore slope	$\theta_B =$	<input type="text" value="1"/>	°

- effluent characteristics

flowrate	$Q_o =$	<input type="text" value="0,89"/>	m ³ /s
discharge density	$\rho_o =$	<input type="text" value="1048,51"/>	kg/m ³
kin. viscosity	$\nu_o =$	<input type="text" value="9,33E-07"/>	m ² /s

- discharge characteristics

Choose a discharge angle (recommended: 45°):

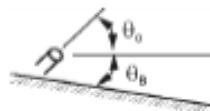
discharge angle	$\theta_o =$	<input type="text" value="45"/>	°
discharge angle as recommended!			
port discharge velocity	$U_o =$	<input type="text" value="5,00"/>	m/s
number of openings	$n =$	<input type="text" value="6"/>	
port diameter	$D =$	<input type="text" value="0,19"/>	m

dens. Froude Number	$Fr_o =$	<input type="text" value="23,73"/>
Reynolds Number	$Re_o =$	<input type="text" value="1,04E+06"/>

Checking of characteristic properties:

Diameter D : in required range, ok!
Froude Number Fr_o : in recommended range, perfect!
Reynolds Number Re_o : in required range, ok!

annotations:



$[0^\circ \leq \theta_o \leq 90^\circ]$ only integer!

recommended: $U_o = 4-6$ m/s
start with one opening!

$$Fr_o = U_o / (g'_o \cdot D)^{1/2} = Q_o / (D^2 \pi / 4) / (g'_o \cdot D)^{1/2}$$

$$Re_o = U_o \cdot D / \nu_o$$

required:

$$0.1 \leq D \leq 1.0$$

$$Fr_o \geq 10, \text{ recommended: } Fr_o = 20-25$$

$$Re_o > 4000$$

Choose an appropriate port diameter (DN according to ISO standard):

port diameter	$D =$	<input type="text" value="0,20"/>	m
---------------	-------	-----------------------------------	---

Final discharge characteristics:

port diameter	$D =$	<input type="text" value="0,20"/>	m
number of openings	$n =$	<input type="text" value="6"/>	
discharge angle	$\theta_o =$	<input type="text" value="45"/>	°
flowrate (individual)	$Q_{o,ind} =$	<input type="text" value="0,15"/>	m ³ /s
port discharge velocity	$U_o =$	<input type="text" value="4,73"/>	m/s
dens. Froude Number	$Fr_o =$	<input type="text" value="22,16"/>	
Reynolds Number	$Re_o =$	<input type="text" value="1,01E+06"/>	
momentum flux	$M_o =$	<input type="text" value="0,70"/>	m ⁴ /s ²
buoyancy flux	$J_o =$	<input type="text" value="-0,034"/>	m ⁴ /s ³
discharge length scale	$L_Q =$	<input type="text" value="0,18"/>	m
momentum length scale	$L_M =$	<input type="text" value="4,17"/>	m

$$M_o = U_o \cdot Q_o$$

$$J_o = g'_o \cdot Q_o \quad (<0: \text{negatively buoyant})$$

$$L_Q = (D^2 \cdot \pi / 4)^{1/2} = Q_o / M_o^{1/2}$$

$$L_M = M_o^{3/4} / J_o^{1/2}$$

Figura 4.51. Scenario estivo. Schermata relativa alla definizione della pendenza del fondale (1°) e delle caratteristiche dello scarico: angolatura del diffusore rispetto all'orizzontale e numero di diffusori installati. Al fine di trovare un buon compromesso tra il fatto di ottenere una buona diluizione della salamoia e il fatto di contenere la profondità dello scarico e di conseguenza la lunghezza della condotta si è scelto un angolo di inclinazione del diffusore pari a 45° e un numero di diffusori pari a 6.

Rispetto allo scenario invernale il numero di Reynolds, e di conseguenza l'effetto di diluizione indotto dalla turbolenza, è più elevato. In ragione di una portata di salamoia maggiore la velocità di sbocco è più elevata rispetto allo scenario invernale.

Jet Properties RO

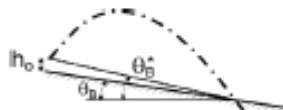
- discharge & ambient characteristics

discharge angle	$\theta_o =$	45	°
port height	$h_o =$	0,50	m
in required range, ok!			
offshore slope	$\theta_B =$	10	°
imaginary offshore slope	$\theta_B^* =$	10	°
momentum length scale	$L_M =$	4,17	m
dens. Froude Number	$Fr_o =$	22,16	

annotations:

$h_o = 0m$ or $h_o = 0.5-1.0m$

due to port height, not yet implemented



- geometric jet properties (for discharge angles that are not a multiple of 15°: linear interpolation!)

Z_{max}/L_M (3%)	=	1,696	} (taken from Fig. 2(a))	($c/c_{max} = 3\%$)
Z_{max}/L_M (25%)	=	1,505		($c/c_{max} = 25\%$)
z_{max}/L_M	=	1,176	} (taken from Fig. 4(a))	!port height not considered!
x_{max}/L_M	=	1,606		
z_i/L_M	=	-0,655		
x_i/L_M	=	3,038		
upper jet boundary	Z_{max} (3%)	=		
	Z_{max} (25%)	=	6,28	m
maximum jet centerline position	z_{max}	=	4,91	m
	x_{max}	=	6,70	m
jet centerline position at the impingement point	z_i	=	-2,73	m
	x_i	=	12,67	m
offshore location	$x \geq$	266,32	m	
local water depth	$H_{oo} \geq$	4,71	m	$H_{oo} \geq 0.75 \cdot Z_{max}$ (25%)

Choose an appropriate outfall location:

offshore location	$x =$	270,0	m
local water depth	$H_{oo} =$	4,78	m

in required range,
offshore location ok!

- dilutions & concentration (for bottom slopes that are not a multiple of 10°: linear interpolation!)

minimum centerline dilution at z_{max}	$S_m / Fr_o =$	0,29	} Fig. 2(b)
	$S_m =$	6,4	
bulk dilution at impingement point	$S_i / Fr_o =$	1,42	} Fig. 4(b)
	$S_i =$	31,5	
substance concentration at the centerline of			
max. level of rise (z_{max})	$c_m =$	3,15	ppm
impingement point (z_i)	$c_i =$	0,63	ppm

$S = c_o / c_c \rightarrow c_c = c_o / S$

Figura 4.52. Scenario estivo. Risultati forniti dal programma relativamente alla geometria del getto di salamoia. I simboli si riferiscono a Figura 4.48. L'altezza massima raggiunta dal getto di salamoia è pari a 7,08 m, di conseguenza la profondità minima alla quale è necessario collocare lo scarico è pari a 4,71 m, per cui considerando la pendenza del fondale di 1° la lunghezza della condotta deve essere di almeno 266 m. La distanza di impatto raggiunta dal getto è di 12,6 m.

Rispetto allo scenario invernale, nello scenario estivo la maggior galleggibilità della salamoia, la minor viscosità dell'acqua e la maggior velocità di sbocco (dovuta ad una maggior portata di concentrato) producono un getto più esteso sia in altezza, sia in lunghezza. Questo fatto, assieme ad una maggior turbolenza produce nello scenario estivo un maggior effetto di diluizione rispetto allo scenario invernale.

4.10.4. Analisi con metodo Jirka – conclusioni

Dalle analisi effettuate con il metodo Jirka nello scenario estivo e nello scenario invernale risulta quanto segue. Nello scenario estivo, rispetto allo scenario invernale:

- a seguito della variazione della densità dell'acqua di mare e della salamoia migliora leggermente la galleggiabilità della salamoia
- il numero di Reynolds, e di conseguenza l'effetto di diluizione indotto dalla turbolenza, è più elevato
- In ragione di una portata di salamoia maggiore la velocità di sbocco è più elevata rispetto allo scenario invernale

Pertanto nello scenario estivo la maggior galleggiabilità della salamoia, la minor viscosità dell'acqua e la maggior velocità di sbocco (dovuta ad una maggior portata di concentrato) producono un getto più esteso sia in altezza, sia in lunghezza. Questo fatto, assieme ad una maggior turbolenza produce nello scenario estivo un maggior effetto di diluizione rispetto allo scenario invernale.

Ne deriva che a parità di configurazione scelta (inclinazione dei diffusori rispetto all'orizzontale e numero e diametro dei diffusori utilizzati) lo scenario invernale sarà limitante dal punto di vista del livello di diluizione della salamoia conseguibile, mentre lo scenario estivo sarà il più restrittivo dal punto di vista della profondità di collocazione dello scarico, in ragione di una maggior estensione del getto.

È sulla base di queste considerazioni che con l'ausilio del programma di analisi Jirka si è scelto di configurare il sistema di scarico con una inclinazione del diffusore pari a 45° e con 6 porte di sbocco dal diametro di apertura di 0,2 m ciascuna.

Data questa configurazione la profondità di collocazione dello scarico deve essere almeno pari a 4,71 m. Questa profondità sarebbe comunque già garantita entro i primi 200 m di distanza dalla costa, tuttavia poiché lo scarico deve essere effettuato oltre la tidal zone si sceglie di collocarlo ad una distanza di 400 m dalla costa, dove la profondità del fondale marino è di 12 – 13 m.

La diluizione subita dalla salamoia nel punto di impatto con il fondale marino nello scenario invernale è pari a 30,1 e nello scenario estivo è pari a 31,5. Ne deriva che la salinità della salamoia al punto di impatto è pari a 39.547 mg/L TDS nello scenario invernale e pari a 39.500 mg/L TDS nello scenario estivo.

La condotta di scarico si estende parallelamente alla condotta di presa, dalla quale dista 500 m. Ne risulta che il punto di presa e il punto di scarico distano tra loro circa 780 m.

Dall'analisi condotta con metodo Jirka (*Figura 4.49 e Figura 4.52*) deriva che ad una distanza pochi metri superiore a 13 m si esaurisce l'effetto di incremento di salinità dell'acqua di mare provocato dallo scarico della salamoia. Come anticipato il metodo Jirka lavora sotto l'ipotesi di acqua stagnante, dunque in presenza di correnti questa distanza di influenza aumenterebbe. Tuttavia la distanza di 780 m tra il punto di presa e il punto di scarico si ritiene sia più che sufficiente a garantire l'assenza di "contaminazione" dell'acqua alimentata all'impianto da parte della salamoia scaricata.

In *Figura 4.53* è raffigurata la planimetria con il posizionamento del punto di presa di acqua di mare e del punto di scarico della salamoia.

La localizzazione vera e propria del punto di scarico della salamoia richiederebbe uno studio più completo, ma agli scopi del presente lavoro risulta sufficiente l'applicazione di questo metodo speditivo.

Il diametro scelto per la condotta di scarico è pari a 1500 mm, in seguito al quale si avrà una velocità di scorrimento della salamoia all'interno della condotta pari a circa 0,5 m/s.

La scelta del diametro è effettuata in modo da trovare un buon compromesso tra ridurre le perdite di carico e quindi i costi di esercizio relativi all'operazione di scarico e contenere il diametro della condotta e quindi contenerne i costi di costruzione.



Figura 4.53. Planimetria con localizzazione della condotta di presa di acqua di mare e della condotta di scarico della salamoia da parte dell'impianto. A valle dell'analisi condotta con il metodo Jirka si è scelto di localizzare lo scarico della salamoia ad una distanza di 400 m dalla costa, dove la profondità del fondale marino è di 12 – 13 m. Sarebbe stata sufficiente una profondità di 5 m circa, ma si è scelta tale distanza in modo da effettuare lo scarico oltre la tidal zone. La condotta di scarico si estende parallelamente alla condotta di presa, dalla quale dista 500 m. Ne risulta che il punto di presa e il punto di scarico distano tra loro circa 780 m. Sulla base anche dei risultati forniti dal metodo Jirka tale distanza si ritiene sia più che sufficiente a garantire l'assenza perturbazione dell'acqua alimentata all'impianto da parte della salamoia scaricata. Il diametro scelto per la condotta di scarico è pari a 1.500 mm, in seguito al quale si avrà una velocità di scorrimento della salamoia all'interno della condotta pari a circa 0,5 m/s. La scelta del diametro è effettuata in modo da trovare un buon compromesso tra ridurre le perdite di carico e quindi i costi di esercizio relativi all'operazione di scarico e contenere il diametro della condotta e quindi contenerne i costi di costruzione.

4.11. Consumi energetici relativi all'intero impianto di dissalazione

In *Tabella 4.105* sono riportati i valori di potenza assorbita relativi alle diverse sezioni dell'intero impianto, per entrambi gli scenari invernale ed estivo.

Non sono stati quantificati i consumi relativi alle pompe dosatrici dei reagenti chimici, quelli relativi all'insufflaggio di aria nelle sezioni di flottazione ad aria disciolta e di Ultrafiltrazione (air scouring) e quelli relativi all'automazione. Tuttavia queste voci costituiscono un contributo di entità inferiore.

Voci di consumo energetico di rilievo e che non è stato possibile calcolare per mancanza di dati sono quelli relativi allo scarico della salamoia, e quelli relativi alla distribuzione in rete dell'acqua prodotta dall'impianto.

Si osservi in *Tabella 4.105* che la voce di maggior consumo energetico è quella relativa alla sezione di osmosi inversa, la quale incide per circa il 70%: per questo motivo lo scenario invernale è caratterizzato da maggiori consumi di energia.

Tabella 4.105. *Potenza assorbita dalle diverse sezioni dell'intero impianto, per entrambi gli scenari invernale ed estivo. Non sono stati quantificati i consumi relativi alle pompe dosatrici dei reagenti chimici, quelli relativi all'insufflaggio di aria nelle sezioni di flottazione ad aria disciolta e di Ultrafiltrazione (air scouring) e quelli relativi all'automazione. Tuttavia queste voci costituiscono un contributo di entità inferiore. Voci di consumo energetico di rilievo e che non è stato possibile calcolare per mancanza di dati sono quelli relativi allo scarico della salamoia, e alla distribuzione in rete dell'acqua prodotta dall'impianto.*

Sezione	Voce	Potenza assorbita (kW)		Riferimento
		Scenario invernale	Scenario estivo	
Intake	Movimentazione acqua da vasca interrata prossimità costa a vasca di intake impianto	611	632	<i>Tabella 4.5</i>
Pre-trattamenti	Movimentazione fluidi Miscelazione in flocculazione	1.680	1.730	<i>Tabella 4.36</i>
Osmosi inversa	Alimento membrane RO	6.360	6.079	<i>Figura 4.40 e Figura 4.41</i>
Post-trattamenti	Movimentazione fluidi	260	260	<i>Tabella 100</i>
	TOTALE	8.911	8.701	

Ne deriva che i consumi specifici di energia dell'intero impianto, ossia i consumi energetici rapportati al m³ di acqua prodotta sono quelli indicati in *Tabella 4.106*.

I risultati ottenuti sono in linea con quanto indicato in letteratura (*M. Wilf, 2007, Gebel. 2008*).

Tabella 4.106. *Consumi specifici di energia dell'intero impianto, ossia i consumi energetici rapportati al m³ di acqua prodotta, per entrambi gli scenari invernale ed estivo. Nello scenario invernale la produzione di acqua da parte dell'impianto è pari a 2.530 m³/h, mentre nello scenario estivo è pari a 2.500 m³/h.*

	Scenario invernale	Scenario estivo
Consumi energetici specifici (kWh/m³ acqua dissalata prodotta)	3,52	3,48

5. FLOW CHART QUANTIFICATO DELL'INTERO IMPIANTO

Tabella 5.1. Scenario estivo. Valori di portata, pressione, TDS, concentrazione di boro e pH relativi a ciascun flusso di acqua identificato in Figura 5.1.

	Raw water	After Intake pump	After coagulation and pH adj.	Recirculation in DAF	After Filtration Pump	Filtered water	Backwash flow	Eluate from backwash	Net produced water from UF	To Cartridge Filter	To RO High Pressure Pump 1	From High Pressure Pump 1	To PX	From PX – to booster pump
Stream number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Flow (m ³ /h)	6.188	6.188	6.188	495	6.188	6.188	371	371	5.817	5.817	2.650	2.650	3.167	3.167
Pressure (bar)	0,5	2	1,5	5	2,5	0,5	3	0,5	0,5	3	2	61,5	2	58,8
TDS (ppm)	38.500													
boro (ppm)	5,4													
pH	8		7,5											

	From booster pump	To RO1	RO1 Front Permeate	RO1 Back Permeate	High Pressure RO1 concentrate	Low pressure RO1 concentrate	To RO2	RO2 permeate	RO2 concentrate	Total concentrate	Total permeate	From post-treatment supply pump	Fresh water: to the utilization
Stream number	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Flow (m ³ /h)	3.167	5.817	1.832	786	3.200	3.200	786	668	118	3.718	2.500	2.500	2.500
Pressure (bar)	61,5	61,5	0	0	59,6	1	9,7	0	5,7	0	0	3	
TDS (ppm)		39.609	130	467	71.813		467	13	3.045		99		
boro (ppm)		5,52	0,60	2,78	9,0		2,78	0,79	14,03		0,65		
pH		7,5	5,8	6,4	7,7		10	8,7	10,6		7,8		

Tabella 5.2. Scenario estivo. Valori di dosaggio e consumo relativo a ciascun flusso di chemicals identificato in Figura 5.1.

	NaClO	H ₂ SO ₄	FeCl ₃	Polymeric flocculant	NaClO	NaOH	H ₂ SO ₄	Antiscalant	NaHSO ₃	NaOH	Antiscalant	NaOH	NaClO
Stream ID	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M
Dosage (ppm)	0,5	14,1	10	1,5				2,5	3,0	10,1	2,0	3,0	0,1
Consumption (L soluz comm/h)	22,4	51,2	108,6	9,1	212 L/d	68 L/d	26 L/d	12,3	13,7	13,2	1,33	12,3	1,8

Tabella 5.3. Scenario invernale. Valori di portata, pressione, TDS, concentrazione di boro e pH relativi a ciascun flusso di acqua identificato in Figura 5.2.

	Raw water	After Intake pump	After coagulation and pH adj.	Recirculation in DAF	After Filtration Pump	Filtered water	Backwash flow	Eluate from backwash	Net produced water from UF	To Cartridge Filter	To RO High Pressure Pump	From High Pressure Pump 1	To PX	From PX – to booster pump
Stream number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Flow (m ³ /h)	5.981	5.981	5.981	478,5	5.981	5.981	359	359	5.622	5.622	2.561	2.561	3.061	3.061
Pressure (bar)	0,5	2	1,5	5	2,5	0,5	3	0,5	0,5	3	2	61,5	2	67,5
TDS (ppm)	38.500													
boro (ppm)	5,4													
pH	8		7,5											

	From booster pump	To RO1	RO1 Permeate	High Pressure RO1 concentrate	Low pressure RO1 concentrate	To demineralization RO unit for steam boiler	To post treatment	From post-treatment supply pump	Fresh water: to the utilization
Stream number	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Flow (m ³ /h)	3.061	5.622	2.530	3.092	3.092	30	2.500	2.500	2.500
Pressure (bar)	70,3	70,3	0	68,4	1	0	0	3	
TDS (ppm)		39.591	113	71.885		113	113		
boro (ppm)		5,54	0,53	9,64		0,53	0,53		
pH		7,5	5,7	7,46		5,7	5,7		

Tabella 5.4. Scenario invernale. Valori di dosaggio e consumo relativo a ciascun flusso di chemicals identificato in Figura 5.2.

	NaClO	H ₂ SO ₄	FeCl ₃	Polymeric flocculant	NaClO	H ₂ SO ₄	NaOH	Antiscalant	NaHSO ₃	NaOH	NaClO
Stream ID	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
Dosage (ppm)	0,5	7,9	10	1,5				2,5	3,0	3,0	0,1
Consumption (L soluz comm/h)	21,6	27,7	104,9	8,8	205 L/d	66 L/d	25 L/d	11,9	13,2	12,3	1,8

ALLEGATI

ALLEGATO 1. Analisi statistica delle temperature

Come visto nel *Cap. 4.2.2* ai fini del dimensionamento dell'impianto è necessario stabilire le temperature relative agli scenari stagionali considerati. Queste temperature sono stimate a partire dalle osservazioni di tre anni della temperatura dell'acqua di mare di Bari effettuate da una stazione fissa di ISPRA (ISPRA, 2013). Il periodo di osservazione scelto va dal 20/04/2010 al 19/04/2013.

In *Figura A.1* è riportato il grafico relativo alla temperatura media giornaliera nel periodo di osservazione. Si è considerato il parametro temperatura media giornaliera per tener conto del fatto che l'acqua alimentata all'impianto viene omogeneizzata nella vasca di intake, avente un tempo di ritenzione idraulica di circa 5 ore.

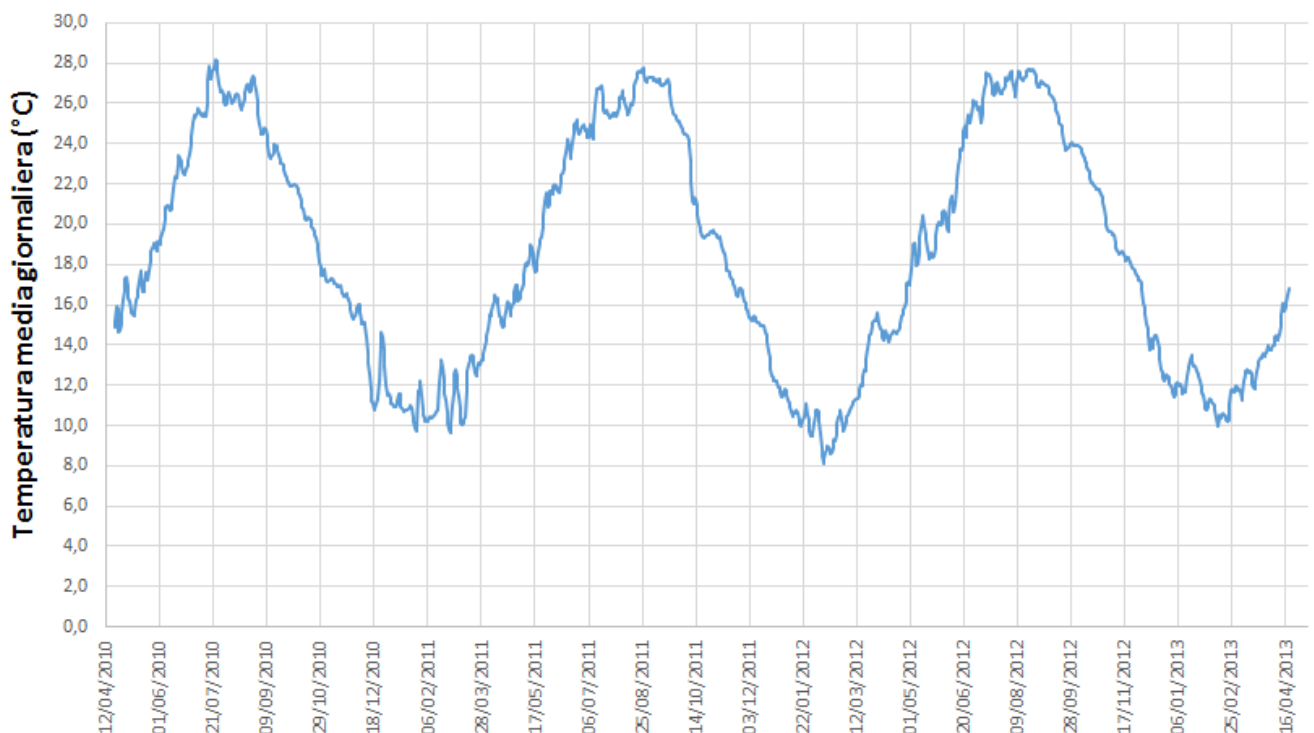


Figura A1. Temperatura media giornaliera nei giorni relativi al periodo di osservazione, ossia dal 20/04/2010 al 19/04/2013. Il grafico è ottenuto a partire dalle osservazioni della stazione mareografica di ISPRA (ISPRA, 2013).

In *Tabella A.1* sono riportate le statistiche relative alle osservazioni di temperatura.

Tabella A1. Statistiche relative alle temperature osservate dalla stazione mareografica di ISPRA nel periodo di tre anni che va dal 20/04/2010 al 19/04/2013. Tali statistiche sono relative alle temperature medie giornaliere riscontrate nel periodo di osservazione.

statistiche	
media	18
max	28
min	8
max-min	20
dev standard	6
95 perc	27
5 perc	10

Ai fini della definizione della temperatura relativa agli scenari stagionali di minima e massima temperatura si sceglie di utilizzare:

- Scenario invernale: 5 percentile delle osservazioni di temperatura media giornaliera
- Scenario estivo: massimo valore tra le temperature medie giornaliere riscontrate nel periodo di osservazione

Il fatto che per lo scenario estivo si sia utilizzata il massimo valore tra le temperature media giornaliere osservate e non il 95 percentile è una assunzione cautelativa nei confronti del rispetto del limite di concentrazione di boro nel prodotto finito.

In *Tabella A.2* sono riportati i valori di temperatura relativi agli scenari stagionali considerati per il dimensionamento dell'impianto.

Tabella A2. *Temperature relative agli scenari stagionali considerati per il dimensionamento dell'impianto. Tali temperature sono ottenute a seguito da una elaborazione statistica compiuta sulle osservazioni della stazione mareografica di ISPRA. Le statistiche indicate in tabella sono relative alle temperature medie giornaliere osservate.*

Scenario	Temperatura (°C)	Statistica di osservazione utilizzata
Invernale	10	5 percentile delle osservazioni
Estivo	28	Massimo assoluto

ALLEGATO 2. Stima del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua

1. Introduzione

L'utilità della stima di k_{WATER} deriva dall'esigenza di utilizzare tale valore per la stima delle prestazioni del processo di osmosi inversa attraverso il foglio di calcolo costruito in sede del presente lavoro.

Tale stima può essere eseguita a partire da:

- le informazioni presenti nei cataloghi commerciali di prodotto
- i risultati forniti dai software commerciali di analisi delle prestazioni del processo di osmosi inversa

Di seguito verranno esposte:

- La procedura teorica finalizzata alla stima di k_{WATER}
- Un esempio di calcolo guidato
- I risultati ottenuti dalla stima di k_{WATER} a partire dai risultati forniti dai software

2. Procedura teorica

Schematizziamo un elemento di membrana ad osmosi inversa come segue:

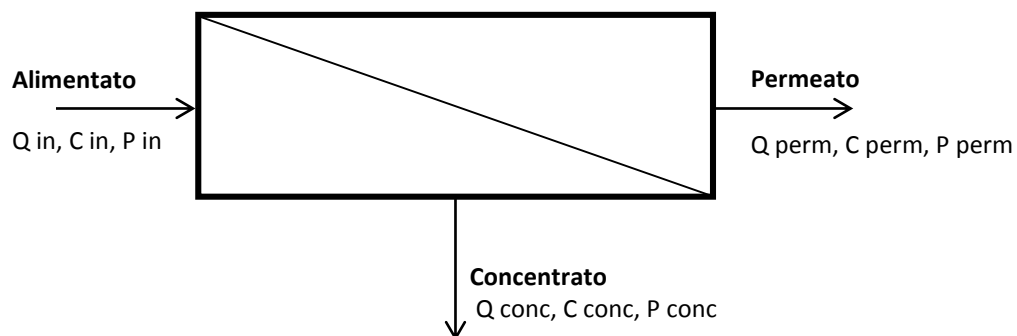


Figura B1. Schema di flusso di un elemento di membrana. Per C_{in} , C_{perm} , C_{conc} , s'intende rispettivamente la salinità dei flussi di alimentato, permeato, concentrato. La salinità può essere espressa con diverse unità, spesso i costruttori di membrana impiegano come unità di misura i mg NaCl/L.

Si definisce J_{water} , flusso specifico di permeato, il rapporto:

$$J_{\text{water}} = \frac{Q_{\text{perm}}}{A_{\text{membrana}}} \quad \left[\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}} \right] \quad (\text{B.1})$$

dove A_{membrana} è la superficie attiva di membrana, ossia la superficie utile al flusso di permeato.

Il coefficiente di permeabilità della membrana k_{water} è definito come:

$$k_{\text{water}} = \frac{J_{\text{water}}}{\Delta P - \Delta \pi} \quad (\text{B.2})$$

dove:

- J_{water} : flusso specifico di permeato $\left[\frac{\text{m}^3_{\text{perm}}}{\text{m}^2_{\text{membrana}} \cdot \text{d}} \right]$
- ΔP : differenza di pressione idraulica transmembrana [bar]:

$$\Delta P = P_{\text{ritentato}} - P_{\text{perm}} \quad (\text{B.3})$$
- $\Delta \pi$: differenza di pressione osmotica transmembrana [bar]:

$$\Delta\pi = \pi_{ritentato} - \pi_{perm} \quad (B.4)$$

Lungo l'elemento di membrana variano sia ΔP che $\Delta\pi$, in particolare:

- ΔP diminuisce per effetto delle perdite di carico che coinvolgono il flusso di alimentato
- $\Delta\pi$ aumenta per effetto dell'aumento di concentrazione salina nell'alimentato, più rapidamente di quanto avvenga nel permeato

Pertanto lungo l'elemento di membrana riduce la differenza tra ΔP e $\Delta\pi$, ossia la pressione efficace, e così diminuisce il flusso di permeato. Ciononostante J_{water} , come si evince dalla (B.1), si mantiene costante lungo l'elemento di membrana, in quanto mediato lungo essa.

Per tener conto della variazione di ΔP e $\Delta\pi$ lungo l'elemento di membrana si procede come segue.

Per $P_{ritentato}$ si assume la media aritmetica tra la pressione dell'alimentato (P_{in}) e la pressione del concentrato (P_{conc}), per cui:

$$\Delta P = P_{ritentato} - P_{perm} = \left(\frac{P_{in} - P_{conc}}{2} \right) - P_{perm} \quad (B.5)$$

Per $\pi_{ritentato}$ si assume la pressione osmotica relativa alla salinità media nel ritentato, che può essere definita in due modi:

- Media aritmetica tra C_{in} e C_{out} (rif. *Figura B.1*), ossia:

$$C_{media_aritm} = \frac{C_{conc} - C_{in}}{2} \quad (B.6.a)$$

- Media logaritmica tra C_{in} e C_{out}

$$C_{media_log} = \frac{C_{conc} - C_{in}}{\ln\left(\frac{C_{conc}}{C_{in}}\right)} \quad (6.b)$$

La formula utilizzata per il calcolo della pressione osmotica è strutturata in funzione di come è espressa la salinità della soluzione. I costruttori di membrane spesso esprimono la salinità in mgNaCl/L : in tal caso la pressione osmotica può essere ricavata come:

$$\pi = i \cdot C \cdot R \cdot T \quad (B.7)$$

dove:

- i : moli di ioni cui dà luogo la dissociazione in acqua di una mole del sale considerato. Poiché il sale considerato è NaCl i vale:

$$i = 2 \frac{mol_ioni}{mol_NaCl}$$

- C : concentrazione di NaCl $\left[\frac{mol_NaCl}{L} \right]$
- R : costante universale dei gas: $0,08314 \frac{bar \cdot L}{mol \cdot K}$
- T : temperatura della soluzione [K]

Noti tutti gli elementi della (B.2) è possibile dunque stimare il coefficiente di permeabilità della membrana k_{water} . Gli elementi necessari ad effettuare questa stima possono essere ottenuti:

- dai cataloghi commerciali di prodotto
- dai risultati forniti dai software commerciali di analisi delle prestazioni del sistema

3. Esempio

Si supponga di voler effettuare la dissalazione a osmosi inversa di acqua di mare attraverso la membrana Mod. AD8040F prodotta da GE, evidenziata nella seguente tabella tratta da un catalogo di General Electric (GE, 2004).

Tabella B.1. Prestazioni di tre modelli di membrana utilizzabili per la dissalazione a osmosi inversa specificamente per acqua di mare (GE, 2004).

MODEL	FLOW GPD (m ³ /d)	REJECTION AVG./MIN.	ACTIVE AREA FT ² (m ²)
AD2540FF	380 (1.4)	99.6% / 99.2%	26 (2.4)
AD4040FF	1,250 (4.7)	99.6% / 99.2%	88 (8.2)
AD8040F	5,500 (20.8)	99.6% / 99.2%	375 (34.8)

Specification is based on a 32,000 mg/L NaCl solution at 800 psi (5,516 kPa) operating pressure, 77°F (25°C), pH 7.5 and 7% recovery. Individual flux may vary +25%/-15%. Average salt rejection after a minimum of 24 hours of continuous operation.

Ci si pone l'obiettivo di stimare il coefficiente di permeabilità k_{water} della membrana in questione attraverso la (B.2), a partire dalle prestazioni indicate in *Tabella B.1*.

Tale procedura è tratta da *Gebel J. and Yüce S., 2008*.

Per prima cosa si ricava J_{water} come:

$$J_{water} = \frac{Flow}{Active\ area} \quad (B.8)$$

relazione analoga alla (B.1), dove i termini Q_{perm} e $A_{membrana}$ sono sostituiti rispettivamente con *Flow* e *Active area* allo scopo di avere un'analogia con i valori di *Tabella B.1*.

Risolvendo *Relazione B.8* si ottiene:

$$J_{water} = \frac{Flow}{Active\ area} = \frac{20,8 \frac{m^3}{d}}{34,8 m^2} = 0,60 \frac{m^3}{m^2 d}$$

Per ΔP si assume 5516 kPa, ossia 55,16 bar.

Si definisce recovery (r) relativo all'elemento di membrana il rapporto:

$$r = \frac{Q_{perm}}{Q_{in}}$$

dove Q_{perm} e Q_{in} sono flussi riferiti allo schema di *Figura B.1*.

Poiché il recovery relativo all'elemento di membrana è basso, è possibile assumere come $\Delta\pi$ la pressione osmotica relativa alla salinità della soluzione in ingresso (C in).

Secondo quanto indicato in *Gebel J. and Yüce S., 2008* la pressione osmotica può essere calcolata come:

$$\pi = 0,8 \cdot C_{NaCl} \quad (B.9)$$

dove C_{NaCl} è espressa in g/L, e π in bar.

Dunque nel caso in esame è possibile calcolare $\Delta\pi$ come:

$$\Delta\pi = 0,8 \cdot C_{in} = 0,8 \cdot 32 \text{ g/L NaCl} = 25,60 \text{ bar} \quad (B.10)$$

Noti tutti i termini della (B.2) è possibile dunque ricavare k_{water} :

$$k_{water} = \frac{J_{water}}{\Delta P - \Delta\pi} = \frac{0,60 \frac{m^3}{m^2 d}}{55,16 \text{ bar} - 25,60 \text{ bar}} = 0,0202 \frac{m^3}{m^2 \cdot d \cdot bar} = 2,34 \cdot 10^{-4} \frac{L}{m^2 \cdot s \cdot bar} = 0,84 \frac{L}{m^2 \cdot h \cdot bar} \quad (B.11)$$

In alternativa a quanto appena visto è possibile calcolare $\Delta\pi$ con un approccio più accurato.

Si definisce il Rejection (*Rej*):

$$Rej = 1 - \frac{C_{perm}}{C_{in}} \quad (B.12)$$

Essendo il Rejection relativo a NaCl elevato si può assumere $\Delta\pi$ pari alla pressione osmotica relativa alla concentrazione media logaritmica di Sali nel ritentato, quest'ultima desumibile dalla (B.6.b), di seguito richiamata:

$$C_{media_log} = \frac{C_{conc} - C_{in}}{\ln\left(\frac{C_{conc}}{C_{in}}\right)} \quad (B.6.b)$$

C_{in} è nota (32.000 mg/L), mentre C_{conc} può essere ottenuta dalla seguente relazione, ricavata applicando un semplice bilancio in massa all'elemento di membrana schematizzato in *Figura B.1*.

$$C_{conc} = C_{in} \cdot \left(1 + \frac{r \cdot Rej}{1-r}\right) \quad (B.13)$$

Risolvendo si ottiene:

$$C_{conc} = 32.000 \frac{mg}{L} \cdot \left(1 + \frac{0,07 \cdot 0,996}{1-0,07}\right) = 34.399 \frac{mg}{L}$$

Dunque C_{media_log} vale:

$$C_{media_log} = \frac{34.399 - 32.000}{\ln\left(\frac{34.399}{32.000}\right)} = 33.185 \frac{mg}{L}$$

da cui si ricava la pressione osmotica attraverso (9):

$$\Delta\pi = 0,8 \cdot C_{media_log} = 0,8 \cdot 33,185 \text{ g/L NaCl} = 26,55 \text{ bar}$$

Il valore di $\Delta\pi$ così calcolato differisce di circa 1 bar da quello calcolato in (B.10). Si tratta ora di inserire questo valore nella (B.2) per vedere se e quanto si discosta k_{water} così calcolato dal valore di $0,84 \frac{L}{m^2 \cdot h \cdot bar}$ calcolato nella (B.11):

$$k_{water} = \frac{J_{water}}{\Delta P - \Delta\pi} = \frac{0,60 \frac{m^3}{m^2 \cdot d}}{55,16 \text{ bar} - 26,55 \text{ bar}} = 0,0209 \frac{m^3}{m^2 \cdot d \cdot bar} = 2,42 \cdot 10^{-4} \frac{L}{m^2 \cdot s \cdot bar} = 0,87 \frac{L}{m^2 \cdot h \cdot bar} \quad (B.14)$$

Assumere come k_{water} il valore ricavato attraverso (B.14) (ossia utilizzando la pressione osmotica relativa alla concentrazione media logaritmica di Sali nel ritentato) piuttosto che il valore ricavato attraverso (B.11) (ossia utilizzando la pressione osmotica relativa alla salinità della soluzione alimentata all'elemento di membrana) porta a compiere un *errore* % pari a:

$$errore \% = \left| \frac{0,84 - 0,87}{0,84} \right| \cdot 100 = 3,6 \%$$

Chiaramente differenti valori del parametro k_{water} conducono a differenti valori di recovery e più in generale a differenti prestazioni del processo di dissalazione a osmosi inversa. Ciononostante si ritiene che tale differenza non sia particolarmente significativa ai fini della stima delle prestazioni del processo.

In ogni caso si ritiene che la seconda strada (B.14) sia concettualmente più corretta e pertanto la si utilizza per la stima del valore di k_{WATER} da utilizzare nel foglio di calcolo per la stima delle prestazioni del processo.

Nei cataloghi commerciali le membrane sono testate a 25°C, ma nella pratica ci si può dover trovare a stimare le prestazioni del processo in condizioni di temperatura differenti da tale valore. Pertanto è possibile stimare il coefficiente di permeabilità all'acqua e ai soluti per queste temperature attraverso le seguenti relazioni, adattate dalle (2.36), (2.37), (2.38):

$$k_W(T) = k_S(25^\circ\text{C}) \cdot 1,03^{T-25} \quad (\text{B.15})$$

$$k_S(T) = k_S(25^\circ\text{C}) \cdot 1,03^{T-25} \quad (\text{B.16})$$

4. Risultati

Ai fini dell'impostazione del foglio di calcolo necessario alla valutazione delle prestazioni del processo di osmosi inversa è necessario conoscere il coefficiente di permeabilità all'acqua delle membrane utilizzate.

Tale valore deve essere valutato per ciascuna membrana utilizzata in ciascun scenario di temperatura, poiché come noto la temperatura influenza la permeabilità della membrana all'acqua.

La procedura seguita è stata quella di effettuare una analisi delle prestazioni del processo con il software commerciale di Hydranautics relativamente ad processo configurato ad una sola membrana, con *recovery* del 10%.

Del processo si conoscevano le portate in gioco, la salinità dell'acqua alimentata e la superficie di membrana. L'analisi con il software ha consentito di ottenere la pressione di alimentazione e la *Rejection*. Note queste grandezze si è seguita la procedura delineata nel precedente paragrafo.

Ai fini della stima del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua, parametri di input al software sono:

- salinità nel flusso di alimento (C in)
- portata di permeato prodotta (Qp)
- recovery
- temperatura (T)

Valori di output del software utili per la stima del coefficiente di permeabilità della membrana sono:

- la pressione idraulica di alimento (P in)
- la salinità del flusso di concentrato (C conc)

Ottenuti i risultati del software si procede con la stima di Kw seguendo la procedura indicata in precedenza. Nelle seguenti tabelle sono riportati i risultati relativi alla stima del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua per le membrane utilizzate in RO1 e in RO2 negli scenari di temperatura considerati.

Tabella B.2. *Calcolo del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua Kw per lo scenario estivo (28°C) per le membrane di tipo High Rejection (Hydranautics SWC4B) utilizzate in RO1 nelle prime tre posizioni di testa del Pressure Vessel.*

Q p	0,65	m3/h
recovery	0,10	
C in TDS	38525,2	mg/L
C perm TDS	112,7	mg/L
Rejection	0,997	
P	46	bar
R	0,08314	bar l/(mol K)
T	301	K
flux	15,9	L/m2/h
C conc TDS	42793	mg/L
C ML TDS	40622	mg/L
k π	0,00073	bar/ppm
π	30	bar
ΔP	46	bar
Δπ	30	bar
Kw	0,98	L/m2/h/bar

Tabella B.3. *Calcolo del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua Kw per lo scenario estivo (28°C) per le membrane di tipo High Rejection – Low Energy (Hydranautics SWC5) utilizzate in RO1 nelle ultime quattro posizioni di coda del Pressure Vessel.*

Q p	0,65	m3/h
recovery	0,10	
C in TDS	38525,2	mg/L
C perm TDS	156,4	mg/L
Rejection	0,996	
P	41,8	bar
R	0,08314	bar l/(mol K)
T	301	K
flux	15,9	L/m2/h
C conc TDS	42788	mg/L
C ML TDS	40619	mg/L
k π	0,00073	bar/ppm
π	30	bar
ΔP	42	bar
Δπ	30	bar
Kw	1,33	L/m2/h/bar

Tabella B.4. *Calcolo del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua Kw per le membrane utilizzate in RO2 per lo scenario estivo (28°C). Il calcolo del coefficiente di permeabilità delle membrane utilizzate in RO2 non è effettuato per lo scenario invernale, scenario nel quale RO2 non è operativo.*

Q p	0,75	m3/h
recovery	0,10	
C in TDS	4758,5	mg/L
C perm TDS	122,0	mg/L
Rejection	0,974	
P	7,5	bar
R	0,08314	bar l/(mol K)
T	301	K
flux	20,2	L/m2/h
C conc TDS	5274	mg/L
C ML TDS	5012	mg/L
k π	0,00071	bar/ppm
π	4	bar
ΔP	8	bar
Δπ	4	bar
Kw	5,15	L/m2/h/bar

Tabella B.5. *Calcolo del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua Kw per lo scenario invernale (10°C) per le membrane di tipo High Rejection (Hydranautics SWC4B) utilizzate in RO1 nelle prime tre posizioni di testa del Pressure Vessel.*

Q p	0,65	m3/h
recovery	0,10	
C in TDS	38508,9	mg/L
C perm TDS	54,7	mg/L
Rejection	0,999	
P	57,2	bar
R	0,08314	bar l/(mol K)
T	283	K
flux	15,9	L/m2/h
C conc TDS	42782	mg/L
C ML TDS	40608	mg/L
k π	0,00069	bar/ppm
π	28	bar
ΔP	57	bar
Δπ	28	bar
Kw	0,55	L/m2/h/bar

Tabella B.6. *Calcolo del coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua Kw per lo scenario invernale (10°C) per le membrane di tipo High Rejection – Low Energy (Hydranautics SWC5) utilizzate in RO1 nelle ultime quattro posizioni di coda del Pressure Vessel.*

Q p	0,65	m3/h
recovery	0,10	
C in TDS	38523,6	mg/L
C perm TDS	75,9	mg/L
Rejection	0,998	
P	49,4	bar
R	0,08314	bar l/(mol K)
T	283	K
flux	15,9	L/m2/h
C conc TDS	42796	mg/L
C ML TDS	40622	mg/L
k π	0,00069	bar/ppm
π	28	bar
ΔP	49	bar
Δπ	28	bar
Kw	0,74	L/m2/h/bar

Tabella B.7. *Valori stimati per il coefficiente di permeabilità della membrana all'acqua per le membrane utilizzate nell'analisi delle prestazioni del processo con il foglio di calcolo. K_{WATER} è stimato per entrambi gli scenari di temperatura considerati. Nello scenario invernale (10°C) RO2 non è operativo (n.o.) e pertanto a tale temperatura k_{WATER} delle membrane per RO2 non è stimato.*

	k_w @28°C	k_w @10°C
	L/m ² /h/bar	L/m ² /h/bar
membrana per acqua di mare High Rejection (primi tre elementi di membrana in RO1)	0,98	0,55
membrana per acqua di mare High Rejection - Low Energy (ultimi quattro elementi di membrana in RO1)	1,33	0,74
membrana per acqua salmastra (RO2)	5,15	n.o.

ALLEGATO 3. Stima coefficiente di trasferimento di massa dei soluti attraverso la membrana

5. Introduzione

L'utilità della stima di k_{SOLUTE} deriva dall'esigenza di utilizzare tale valore per la stima delle prestazioni del processo di osmosi inversa attraverso il foglio di calcolo costruito in sede del presente lavoro.

Al fine di conoscere la concentrazione di ciascun soluto nel permeato o nel concentrato è necessario conoscere il coefficiente di trasferimento di massa relativo a ciascun soluto.

Tale stima può essere eseguita soltanto a partire da i risultati forniti dai software commerciali di analisi delle prestazioni del processo di osmosi inversa, poiché dai cataloghi commerciali è possibile dedurre solamente il k_{SOLUTE} relativo a NaCl.

Di seguito verranno esposte:

- La procedura teorica finalizzata alla stima di k_{SOLUTE}
- I risultati ottenuti dalla stima di k_{SOLUTE} a partire dai risultati forniti dai software

6. Procedura teorica

A partire dai risultati forniti dal software di analisi del processo si ottengono le concentrazioni del soluto in esame nei tre flussi: acqua alimentata, concentrato, permeato.

Devono inoltre essere note le portate di acqua alimentata, di permeato e di concentrato.

Si ricava dunque il flusso di soluto M_S (g/h) attraverso la membrana come:

$$M_S = Q_P \cdot C_P \quad (C.1)$$

dove:

Q_P (m³/h) : portata di permeato prodotto

C_P (g/m³) : concentrazione di soluto nel permeato

Si ricava il flusso specifico di Sali attraverso la membrana J_S (g/m²/h) come:

$$J_S = \frac{M_S}{A_{membrana}} \quad (C.2)$$

dove:

M_S (g/h) : portata di permeato prodotto

$A_{membrana}$ (m²) : superficie della membrana

Il flusso specifico di permeato J_S è definito come:

$$J_S = k_{Solute} \cdot (\Delta C) \quad (C.3)$$

dove:

k_{Solute} (m/h) : coefficiente di diffusione dei soluti attraverso la membrana

ΔC (g/m³) : differenza di concentrazione di soluto tra comparto di monte e permeato

La differenza di concentrazione di soluti tra comparto di monte e permeato ΔC è definito come:

$$\Delta C = C_{media_log} - C_p \tag{C.4}$$

dove:

C_{media_log} (mg/L) : concentrazione media logaritmica di soluto nel comparto di monte

C_p (mg/L) : concentrazione di soluti nel permeato

La concentrazione media logaritmica di soluto nel comparto di monte è definito come:

$$C_{media_log} = \frac{C_{conc} - C_{in}}{\ln\left(\frac{C_{conc}}{C_{in}}\right)} \tag{C.5}$$

dove:

C_{in} (mg/L) : concentrazione di soluto in alimentazione al processo

C_{conc} (mg/L) : concentrazione di soluto nel concentrato

Noti tutti i termini presenti nella (C.3) si ottiene una stima del coefficiente di trasferimento di massa relativo a ciascun soluto.

7. Risultati ottenuti

Di seguito è riportata titolo esemplificativo la procedura eseguita per lo scenario estivo (28°C) a pH 7 per la tipologia di membrane utilizzata in RO1. Relativamente allo scenario estivo o alle membrane impiegate in RO2 saranno riportati solamente i risultati ottenuti.

Effettuando l'analisi del processo con il software commerciale Hydranautics si ottengono i seguenti risultati.

Tabella C.1. *Dati di partenza necessari per la stima di k_{SOLUTE} : Area della membrana, portata di permeato prodotta, composizione chimica dell'acqua alimentata e risultati ottenuti dall'analisi del processo: concentrazione di soluti nel permeato e nel concentrato.*

feed water chemical composition		permeate chemical composition		concentrate chemical composition	
species	concentration [ppm]	species	concentration [ppm]	species	concentration [ppm]
Ca	423	Ca	0,414	Ca	470
Mg	1380	Mg	1,352	Mg	1533,2
Na	11800,7	Na	55,456	Na	13105,7
K	525	K	3,083	K	583
Ba	0,054	Ba	0	Ba	0,1
Sr	14	Sr	0,014	Sr	15,6
HCO3	158,1	HCO3	1,215	HCO3	174,7
CO3	2	CO3	0,01	CO3	2,5
CO2	7,41	CO2	7,41	CO2	7,41
SO4	3208	SO4	3,426	SO4	3564
Cl	21005,3	Cl	89,704	Cl	23329,3
F	1,5	F	0,013	F	1,7
B	5,4	B	1,1	B	5,88
pH	7	pH	5,41	pH	7,01
TDS	38523,1	TDS	155,8	TDS	42785,7

Si effettua una stima di k_{SOLUTE} per ciascun soluto a partire dai risultati ottenuti in precedenza applicando le relazioni viste nel precedente paragrafo. Ad esempio per il calcio si ottiene:

Tabella C.2. Procedura per la stima del coefficiente di trasferimento di massa di Ca attraverso la membrana.

Ks Ca	
C in	423,0 mg/L
Cp	0,4 mg/L
C conc	470,0 mg/L
Rejection	0,999
Ms	0,248 g/h
Js	0,007 g/m ² /h
C ML feed	446 g/m ³
ΔC	446 g/m ³
Ks	1,5E-05 m/h

Applicando la medesima procedura a tutte le specie chimiche presenti si ottiene:

Tabella C.3. Valore di k_{SOLUTE} stimato per ciascuna specie chimica presente relativamente alle diverse tipologie di membrane impiegate, alla temperatura di 28°C e a pH 7,5.

Membrane model	k solute (m/h)		
	SWC4B	SWC5	ESPA2
Pass	RO1	RO1	RO2
Ca	1,07E-05	1,48E-05	9,80E-05
Mg	1,07E-05	1,48E-05	9,62E-05
Na	5,14E-05	7,12E-05	4,64E-04
K	6,43E-05	8,89E-05	5,79E-04
Ba	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
Sr	1,08E-05	1,51E-05	9,62E-04
CO3	4,68E-06	7,02E-05	5,61E-05
HCO3	8,42E-05	1,17E-04	1,01E-03
SO4	1,17E-05	1,62E-05	1,40E-04
Cl	4,67E-05	6,47E-05	5,60E-04
F	8,96E-05	1,29E-04	1,12E-03
B	1,29E-03	2,90E-03	2,46E-03

Tabella C.4. Valore di k_{SOLUTE} stimato per ciascuna specie chimica presente relativamente alle diverse tipologie di membrane impiegate, alla temperatura di 10°C e a pH 7,5.

Membrane model	k solute (m/h)	
	SWC4B	SWC5
Pass	RO1	RO1
Ca	5,20E-06	7,20E-06
Mg	5,20E-06	7,20E-06
Na	2,50E-05	3,46E-05
K	3,12E-05	4,32E-05
Ba	0,00E+00	0,00E+00
Sr	5,38E-06	7,53E-06
CO3	0,00E+00	4,90E-06
HCO3	4,20E-05	5,68E-05
SO4	5,68E-06	7,86E-06
Cl	2,27E-05	3,14E-05
F	4,98E-05	5,97E-05
B	5,17E-04	1,17E-03

ALLEGATO 4. Stima coefficiente perdita di carico

Come visto nel *Cap. 2.5.1.* la pressione idraulica del flusso di acqua all'interno del canale di alimentazione riduce per effetto delle perdite di carico, le quali dipenderanno chiaramente dalla velocità dell'acqua e dalla scabrezza relativa.

Tale stima verrà eseguita a partire dai risultati forniti dai software commerciali di analisi delle prestazioni del processo di osmosi inversa

Le perdite di carico sono espresse come (*MWH, 2005*):

$$h_L(x) = \int_0^L \delta_{HL} \cdot v^2(x) \cdot dx \quad (D.1)$$

dove:

$\delta_{HL}(x)$: coefficiente di perdita di carico $\left[\frac{\text{bar}}{\text{s}^2 \cdot \text{m}^3} \right]$, si mantiene in prima ipotesi costante lungo x , anche se in realtà spesso aumenta lungo x per effetto di una maggior scabrezza della membrana in conseguenza a fenomeni di fouling

$v(x)$: velocità dell'acqua all'interno del canale di alimentazione, desumibile dalla (D.3). Essa riduce lungo x in conseguenza alla riduzione di Q_F

Assumendo costante la velocità dell'acqua nel canale di alimentazione è possibile stimare il coefficiente di perdita di carico come segue:

$$\delta_{HL} = \frac{h_L}{v^2 \cdot L} \quad (D.2)$$

La velocità dell'acqua nel canale di alimentazione si ricava come:

$$v = \frac{Q_F}{w \cdot h} \quad (D.3)$$

dove:

Q_F (m^3/h) : portata di acqua alimentata

w (m) : larghezza della superficie di membrana

h (m) : altezza delle fessure di passaggio del canale di alimentazione

Noti i termini della (D.2) si ricava il coefficiente di perdita di carico, il quale viene assunto costante per entrambe le tipologie di membrane utilizzate.

Di seguito sono riportati i risultati ottenuti.

Tabella D.1. Risultati ottenuti dalla stima del coefficiente di perdita di carico δ_{HL} ($\text{bar s}^2/\text{m}^3$).

Feed Flow (Q in)	6,5	m^3/h
velocity	0,35	m/s
head loss per membrane element (hL)	0,2	bar
head loss coefficient (δ_{HL})	1,60	$\text{bar s}^2/\text{m}^3$

Si assume che tale valore non cambi tra gli scenari di temperatura considerati in quanto il sistema utilizzato non consente di percepire la variazione di questo coefficiente con la temperatura.

ALLEGATO 5. Caratteristiche delle membrane utilizzate

Nel presente allegato sono riportate le caratteristiche tecniche delle membrane utilizzate:

- Per la simulazione del processo RO nell'impianto di dissalazione da 60.000 m³/d (ALLEGATO 6):
 - membrane Hydranautics
 - membrane DOW water
 - membrane Toray water
- per la simulazione del processo RO nell'impianto di demineralizzazione da 24 m³/h (ALLEGATO 7)

Le caratteristiche delle membrane sono state tratte dai rispettivi cataloghi disponibili on-line.

1. Hydranautics

	Membrane Element	SWC4B MAX
Performance:	Permeate Flow:	7,200 gpd (27.3 m ³ /d)
	Salt Rejection:	99.8 % (99.7 % minimum)
	Boron Rejection (Typical):	95.0% [†]
Type	Configuration:	Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Membrane Active Area:	440 ft ² (40.8m ²)

Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

32,000 ppm NaCl
800 psi (5.5 MPa) Applied Pressure
77 °F (25 °C) Operating Temperature
10% Permeate Recovery
6.5 - 7.0 pH Range

Figura E.1. Hydranautics. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle prime tre posizioni di testa del vessel in RO1.

Membrane Element		SWC5 MAX
Performance:	Permeate Flow:	9,900 gpd (37.5 m ³ /d)
	Salt Rejection:	99.8 % (99.7 % minimum)
	Boron Rejection (Typical):	92.0% [†]
Type	Configuration:	Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Membrane Active Area:	440 ft ² (40.8m ²)

Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

32,000 ppm NaCl
800 psi (5.5 MPa) Applied Pressure
77 °F (25 °C) Operating Temperature
10% Permeate Recovery
6.5 - 7.0 pH Range

Figura E.2. Hydranautics. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle ultime quattro posizioni di coda del vessel in RO1.

Membrane Element		ESPA2 MAX
Performance	Permeate Flow:	12,000 gpd (45.4 m ³ /d)
	Salt Rejection:	99.6 % (99.5 % minimum)
	Boron Rejection (Typical)@ pH = 10:	93.0 % [†]
Type	Configuration:	Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Membrane Active Area:	440 ft ² (40.8m ²)

Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

1500 PPM NaCl solution
150 psi (1.05 MPa) Applied Pressure
77 °F (25 °C) Operating Temperature
15% Permeate Recovery
6.5 - 7.0 pH Range

Figura E.3. Hydranautics. Caratteristiche delle membrane utilizzate in RO2.

2. Dow Water

Product Specifications

Product	Part number	Active area ft ² (m ²)	Maximum operating pressure psig (bar)	Permeate flow rate gpd (m ³ /d)	Stabilized boron rejection %	Minimum salt rejection %	Stabilized salt rejection %
SW30HR LE-440i		440 (41)	1,200 (83)	8,200 (31)	92	99.65	99.80

1. The above values are normalized to the following conditions: 32,000 ppm NaCl, 5 ppm boron, 800 psi (5.5 MPa), 77°F (25°C), pH 8, 8% recovery.
2. Permeate flows for individual elements may vary +/-15%.
3. Product specifications may vary slightly as improvements are implemented.
4. Active area guaranteed +/-5%. Active area as stated by Dow Water & Process Solutions is not comparable to the nominal membrane area figure often stated by some element suppliers. Measurement method described in Form No. 609-00434.

Figura E.4. Dow water. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle prime cinque posizioni di testa del vessel in RO1. In ROSA per poter effettuare uno Split Permeate è necessario che la portata dello Split Permeate sia inferiore alla portata di permeato prodotta dal primo stadio del ISD (Internal Stage Design), ossia deve essere inferiore alla portata prodotta dai primi elementi del Pressure Vessel ibrido, costituiti da membrane di tipo High Rejection. Per garantire questa condizione si è dovuto utilizzare membrane di tipo High Rejection nelle prime cinque posizioni del PV, e membrane High Rejection – Low Energy nelle ultime quattro posizioni del PV, diversamente da quanto si era previsto in partenza.

Product Specifications

Product	Part number	Active area ft ² (m ²)	Maximum operating pressure psig (bar)	Permeate flow rate gpd (m ³ /d)	Stabilized boron rejection %	Minimum salt rejection %	Stabilized salt rejection %
SW30XLE-440i	335156	440 (41)	1,200 (83)	9,900	91.5	99.55	99.8

1. The above values are normalized to the following conditions: 32,000 ppm NaCl, 5 ppm Boron, 800 psi (5.5 MPa), 77°F (25°C), pH 8, 8% recovery.
2. Permeate flows for individual elements may vary +/-15%.
3. Product specifications may vary slightly as improvements are implemented.
4. Active area guaranteed +/-5%. Active area as stated by Dow is not comparable to the nominal membrane area figure often stated by some element suppliers. Measurement method described in Form No. 609-00434

Figura E.5. Dow water. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle ultime tre posizioni di coda del vessel in RO1.

Product Specifications

Product	Part number	Active area ft ² (m ²)	Feed spacer thickness (mil)	Permeate flow rate gpd (m ³ /d)	Stabilized salt rejection (%)	Minimum salt rejection (%)
BW30-440i	249107	440 (41)	28	11,500 (43)	99.5%	99.0%

1. Permeate flow and salt rejection based on the following standard conditions: 2,000 ppm NaCl, 225 psi (15.5 bar), 77°F (25°C), pH 8 and 15% recovery.
2. Flow rates for individual elements may vary but will be no more than 15% below the value shown.
3. Sales specifications may vary as design revisions take place.
4. Active area guaranteed +/-3%. Active area as stated by Dow is not comparable to nominal membrane area often stated by some manufacturers. Measurement method described in Form No. 609-00434.

Figura E.6. Dow water. Caratteristiche delle membrane utilizzate in RO2.

3. Toray Water

Type	Diameter Inch	Membrane Area ft ² (m ²)	Salt Rejection %	Product Flow Rate gpd(m ³ / d)	Feed Spacer Thickness (mil)
TM820K-400	8"	400(37)	99.86	5,800(21.9)	34
TM820K-440	8"	440(41)	99.86	6,400(24.2)	28

1. Membrane Type		Cross Linked Fully Aromatic Polyamide Composite
2. Test Conditions	Feed Water Pressure Feed Water Temperature Feed Water Concentration Recovery Rate Feed Water pH	800 psi(5.52MPa) 77° F(25°C) 32,000 mg/l NaCl 8% 7
3. Minimum Salt Rejection		99.5%
4. Minimum Product Flow Rate		4,600gpd(17.4m ³ /d)(TM820K-400) 5,100gpd(19.3m ³ /d)(TM820K-440)
5. Boron Rejection (typical value)		96% at pH 8 (5mg/l Boron added to Feed water)

Figura E.7. Toray water. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle prime tre posizioni di testa del vessel in RO1.

Type	Diameter Inch	Membrane Area ft ² (m ²)	Salt Rejection %	Product Flow Rate gpd(m ³ / d)	Feed Spacer Thickness mil
TM810V	4"	87(8)	99.8	1,900(7.2)	28
TM820V-400	8"	400(37)	99.8	9,000(34.1)	34
TM820V-440	8"	440(41)	99.8	9,900(37.5)	28

1. Membrane Type		Cross Linked Fully Aromatic Polyamide Composite
2. Test Conditions	Feed Water Pressure Feed Water Temperature Feed Water Concentration Recovery Rate Feed Water pH	800 psi(5.52MPa) 77° F(25°C) 32,000 mg/l NaCl 8% 7
3. Minimum Salt Rejection		99.5%
4. Minimum Product Flow Rate		1,550gpd(5.9m ³ /d)(TM810V) 7,500gpd(28.4m ³ /d)(TM820V-400) 8,250gpd(31.2m ³ /d)(TM820V-440)
5. Boron Rejection (typical value)		92% at pH 8 (5mg/l Boron added to Feed water)

Figura E.8. Toray water. Caratteristiche delle membrane utilizzate nelle ultime quattro posizioni di coda del vessel in RO1.

Type	Diameter Inch	Membrane Area ft ² (m ²)	Salt Rejection %	Product Flow Rate gpd(m ³ / d)	Feed Spacer Thickness mil
TM720L-400	8"	400(37)	99.5	8,500(32.2)	31
TM720L-440	8"	440(41)	99.5	9,400(35.6)	28

1. Membrane Type		Cross Linked Fully Aromatic Polyamide Composite
2. Test Conditions	Feed Water Pressure Feed Water Temperature Feed Water Concentration Recovery Rate Feed Water pH	150 psi(1.03MPa) 77° F(25°C) 2,000 mg/l NaCl 15% 7
3. Minimum Salt Rejection		99.0%
4. Minimum Product Flow Rate		6,800gpd(25.8m ³ /d)(TM720L-400) 7,500gpd(28.4m ³ /d)(TM720L-440)

Figura E.9. Toray water. Caratteristiche delle membrane utilizzate in RO2.

4. GE Water

Model	Average permeate flow gpd (m ³ /day) ^{1,2}	Average NaCl rejection ^{1,2}	Minimum NaCl rejection ^{1,2}
AG-90	2200 (8.3)	99.8%	99.3%
AG-365	9600 (36.3)	99.8%	99.3%
AG-400	10500 (39.7)	99.8%	99.3%
AG-400, 34	10500 (39.7)	99.8%	99.3%
AG-440	11500 (43.5)	99.8%	99.3%
AG-1600	42000 (159.0)	99.8%	99.3%

¹Average salt rejection after 24 hours operation. Individual flow rate may vary +25%/-15%.

² Testing conditions: 2,000ppm NaCl solution at 225psi (1,550kPa) operating pressure, 77°F (25°C), pH7 and 15% recovery.

Figura E.10. GE water. Caratteristiche delle membrane utilizzate per la produzione di acqua demineralizzata per caldaia a vapore (ALLEGATO 7).

ALLEGATO 6. Calcoli osmosi inversa su software

L'analisi dell'impianto a regime è eseguita considerando un'età delle membrane di 3 anni, poiché ritenuta la più rappresentativa delle condizioni di funzionamento medie dell'impianto a regime.

Di seguito sono riportate le procedure seguite per l'analisi e risultati ottenuti con i software utilizzati, ossia:

1. ROSA (*Reverse Osmosis Software Analysis*) sviluppato e distribuito da DOW Chemical
2. IMSdesign (*Integrated Membrane Solution design*), sviluppato e distribuito da Hydranautics
3. Toray Design System, sviluppato e distribuito da Toray

L'analisi è eseguita sia per lo scenario estivo, che per lo scenario invernale.

La procedura si articola nelle fasi di:

1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata:
 - Contenuto delle specie chimiche
 - pH
 - temperatura
 - fonte di acqua (es. acqua di mare con pre-tratt convenzionale, acqua salmastra, ecc....)
2. Configurazione del processo a osmosi inversa:
 - Definizione del numero di passi e di stadi impiegati
 - Definizione delle portate e dei recovery
 - Scelta del tipo di membrane e dell'età delle membrane
 - Impostazione del numero di Pressure Vessels e di membrane
3. Analisi dei risultati

1. Software Hydranautics – Scenario estivo

1.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

Project	Bari - estate		Code	BARIE	Feed	Seawater-well or MF/UF Pr	Date	
pH	8,00	Turb	0,0	E cond	59480 uS/cm	CO2	0,703 ppm	
Temp	28,0 C	SDI	0,0 15min	H2S	0,0 ppm	Fe	0,000 ppm	
Ca	423,0 ppm		21,10 meq	CO3	19,1 ppm		0,15 meq	
Mg	1380,0 ppm		113,58 meq	HCO3	150,0 ppm		2,46 meq	
Na	11801,1 ppm		513,09 meq	SO4	3190,0 ppm		66,46 meq	
K	525,0 ppm		13,46 meq	Cl	21000,0 ppm		592,38 meq	
NH4	0,0 ppm		0,00 meq	F	1,5 ppm		0,08 meq	
Ba	0,054 ppm		0,00 meq	NO3	0,0 ppm		0,00 meq	
Sr	13,000 ppm		0,30 meq	B	5,40 ppm		0,00 meq	
				SiO2	0,0 ppm		0,00 meq	
Total positive			661,53 meq	Autobalance		Total negative		661,53 meq
Calculated TDS	38494 ppm			Ionic strength	0,762		Print	
CaSO4 saturation	23,5 %			BaSO4 saturation	236,3 %			
Silica saturation	0,0 %			SrSO4 saturation	45,0 %		Save	
Saturation Index	1,2 Langelier			Osmotic pressure	409,9 psi			

Figura F.1. IMSDesign, scenario estivo: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa. Parametri di input richiesti sono: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

1.2. Configurazione del processo RO

The screenshot displays the IMSDesign software interface for configuring a Reverse Osmosis (RO) process. The top section contains general project and process parameters:

- Project:** Bari - estate
- Calculated by:** [Empty]
- Date:** 08/21/13
- pH:** 7.50
- Membrane age:** 3.0 years
- Chem type:** H2SO4
- Temp:** 28.0 C
- Chem dosing rate:** 14.1 ppm
- Chem concentration, %:** 100

Performance and operational parameters are listed below:

- Flux decline % per year:** 5.0
- Fouling Factor:** 0.86
- SP increase % per year:** 7.0
- Product recovery, %:** 45.0
- Permeate flow:** 2617.80 m³/hr
- Average flux rate:** 16.0 l/m²-hr
- Feed flow:** 5817.3 m³/hr
- Concentrate flow:** 3199.5 m³/hr
- Recirculation flow:** 0.0 m³/hr

The 'System Specs' section is divided into two stages:

Parameter	Stage 1	Stage 2
Element type	SWC4B MAX	SWC5 MAX
Elements/vessel	3	4
Vessels	572	572
Element type	ESPA2 MAX	ESPA2 MAX
Elements/vessel	6	6
Vessels	50	28

Additional settings include 'Split Partial' (checked), 'Passes' (2), 'InterPass pump' (checked), and 'Center Port' (checked). Control buttons include 'Run', 'Print', 'Flow diag.', 'Recalc Array', 'AutoDisplay', and 'Summary Calc'.

Figura F.2. IMSDesign, scenario estivo. Schermata relativa all'impostazione dei parametri del processo di osmosi inversa. Sono definite le portate e il pH di alimentazione relativo ad entrambi i passi, le membrane utilizzate, il numero di Pressure vessels e i parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostata un'età delle membrane di tre anni e si sono utilizzati i parametri di decadimento delle membrane indicati in Tabella 4.78.

The screenshot shows the 'ERD CALCULATIONS' window in IMSDesign. The 'Select ERD Type' is set to 'Pressure/Work Exchanger'. The following parameters are configured:

- Leakage:** 1 %
- Volumetric Mixing:** 6 %
- H.P. Differential of Pressure/Work Exchanger:** 0.80 Bar
- Pressure/Work Exchanger Boost Pressure:** 2.70 Bar

Figura F.3. IMSDesign, scenario estivo. Schermata relativa all'impostazione dei parametri operativi del dispositivo di recupero energetico utilizzato (Pressure Exchanger). Sulla base di quanto asserito nel Cap. 4.9 nel dispositivo di recupero energetico ERI utilizzato il Leakage vale circa 1%, il volumetric mixing 6% e la HP differenziale 0,8 bar.

1.3. Risultati

RO program licensed to:			Blended flow:	2499,9	m3/hr
Calculation created by:			Permeate flow:	667,54	m3/hr
Project name:	Bari - estate		Raw water flow:	5817,3	m3/hr
HP Pump flow:	2649,8	785,3	Permeate recovery:	45,0	%
Feed pressure:	61,5	9,7	Total system recovery:	43,0	%
Feedwater Temperature:		28,0	Element age:	3,0	years
Feed water pH:	7,50	10,00	Flux decline % per year:	5,0	3,0
Chem dose, ppm, ppm	14,1	10,1	Fouling Factor	0,86	0,91
			Salt passage increase, %/yr:	7,0	5,0
Average flux rate:	16,0	34,9	Feed type:	Seawater-well or MF/UF Pretreatment	

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel		Flux l/m2-hr	Beta	Conc. & Throt. Pressures		Element Type	Elem. No.	Array
		Feed m3/hr	Conc m3/hr			bar	bar			
1-1	1545,0	10,2	7,5	22,0	1,03	60,6	0,0	SWC4B MAX	1716	572x3
1-2	1073,1	7,5	5,6	11,5	1,02	59,6	0,0	SWC5 MAX	2288	572x4
2-1	497,6	15,7	5,8	40,6	1,22	7,3	0,0	ESPA2 MAX	300	50x6
2-2	170,0	10,3	4,2	24,7	1,16	5,7	0,0	ESPA2 MAX	168	28x6

Ion	Raw water mg/l	Adjusted Water mg/l	Feed water mg/l	Permeate mg/l	Concentrate mg/l	ERD Reject mg/l
Ca	423,0	423,0	435,0	0,270	790,3	768,5
Mg	1380,0	1380,0	1419,0	0,882	2578,4	2507,2
Na	11801,1	11801,1	12132,9	37,092	21991,7	21386,4
K	525,0	525,0	539,7	2,078	977,6	950,7
NH4	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0
Ba	0,054	0,054	0,056	0,000	0,101	0,1
Sr	13,000	13,000	13,368	0,008	24,289	23,6
CO3	19,1	6,8	7,1	0,001	16,3	15,6
HCO3	150,0	165,8	169,9	0,792	292,1	283,7
SO4	3190,0	3203,2	3293,7	2,052	5984,4	5818,4
Cl	21000,0	21000,0	21590,9	55,138	39146,0	38068,1
F	1,5	1,5	1,5	0,008	2,8	2,7
NO3	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0
B	5,40	5,40	5,52	0,653	9,00	8,8
SiO2	0,0	0,0	0,0	0,00	0,0	0,0
CO2	0,70	2,44	2,44	1,79	0,0	2,44
TDS	38493,6	38524,8	39608,8	98,98	71813,0	69833,8
pH	8,00	7,50	7,50	7,79	7,46	

Figura F.4. IMSDesign, scenario estivo: Risultati forniti dal software per l'intera sezione di osmosi inversa. Sono riassunti i parametri operativi del processo, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione necessaria a conseguire il recovery desiderato e la concentrazione delle specie chimiche nei diversi flussi. La colonna "Permeate" identifica il flusso relativo al prodotto finito, ottenuto dalla miscelazione tra i flussi "Permeate 2" e "Permeate 1 Front": si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,65 mg/L, con un certo margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L.

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	24%	52%
SrSO4 / Ksp * 100:	45%	47%	98%
BaSO4 / Ksp * 100:	236%	245%	484%
SiO2 saturation:	0%	0%	0%
Langelier Saturation Index	1,17	0,74	1,19
Stiff & Davis Saturation Index	0,18	-0,25	0,15
Ionic strength	0,76	0,78	1,42
Osmotic pressure	28,3 bar	29,1 bar	52,7 bar

Figura F.5. IMSDesign, scenario estivo: Livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato di RO1. Confrontando tali valori con i valori suggeriti in Tabella 4.40 (M. Wilf, 2007), in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza.

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO ₄ / Ksp * 100:	0%	0%	0%
SrSO ₄ / Ksp * 100:	0%	0%	0%
BaSO ₄ / Ksp * 100:	0%	0%	1%
SiO ₂ saturation:	0%	0%	0%
Langelier Saturation Index	-4,44	-0,63	1,58
Stiff & Davis Saturation Index	-4,35	-0,55	1,52
Ionic strength	0,01	0,01	0,05
Osmotic pressure	0,4 bar	0,4 bar	2,4 bar

Figura F.6. IMSDesign, scenario estivo: Livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato di RO2.

Confrontando tali valori con i valori suggeriti in Tabella 4.40 (M.Wilf, 2007), in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza.

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Flow/Vessel Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	Conc.&Throt. Pressures bar	Element Type	Elem. No.	Array
1-1	1545,0	10,2	7,5	22,0	1,03	60,6	0,0	SWC4B MAX	1716	572x3
1-2	1073,1	7,5	5,6	11,5	1,02	59,6	0,0	SWC5 MAX	2288	572x4
2-1	497,6	15,7	5,8	40,6	1,22	7,3	0,0	ESPA2 MAX	300	50x6
2-2	170,0	10,3	4,2	24,7	1,16	5,7	0,0	ESPA2 MAX	168	28x6

Stg	Elem. no.	Feed pres bar	Pres drop bar	Perm flow m3/hr	Perm Flux lm2hr	Beta	Perm sal TDS	Conc osm pres	Ca	Cumulative Perm Mg	Ion levels Cl	B	SiO2
1-1	1	61,5	0,4	1,1	26,3	1,04	84,4	32,5	0,24	0,77	47	0,34	0,00
1-1	2	61,2	0,3	0,9	21,8	1,03	97,6	36,0	0,27	0,89	54	0,39	0,00
1-1	3	60,9	0,3	0,7	17,6	1,03	112,7	39,5	0,31	1,03	62	0,45	0,00
1-2	1	60,4	0,2	0,7	17,9	1,04	138,5	43,8	0,40	1,32	80	0,79	0,00
1-2	2	60,2	0,2	0,5	13,1	1,02	166,4	47,6	0,47	1,54	94	0,91	0,00
1-2	3	60,0	0,2	0,4	8,8	1,02	198,5	50,5	0,55	1,81	110	1,05	0,00
1-2	4	59,8	0,2	0,3	6,2	1,02	233,1	52,7	0,65	2,12	129	1,25	0,00
2-1	1	9,7	0,6	2,0	49,3	1,13	3,0	0,4	0,00	0,01	2	0,32	0,00
2-1	2	9,1	0,5	1,8	44,4	1,10	3,3	0,5	0,00	0,01	2	0,35	0,00
2-1	3	8,6	0,4	1,7	41,4	1,15	3,7	0,6	0,00	0,01	2	0,39	0,00
2-1	4	8,1	0,3	1,6	38,9	1,16	4,3	0,7	0,00	0,01	2	0,42	0,00
2-1	5	7,8	0,3	1,5	36,6	1,19	4,9	0,8	0,00	0,01	2	0,46	0,00
2-1	6	7,5	0,2	1,4	34,4	1,22	5,7	1,0	0,00	0,01	3	0,51	0,00
2-2	1	7,1	0,3	1,3	30,9	1,13	6,3	1,1	0,00	0,01	3	0,50	0,00
2-2	2	6,8	0,3	1,2	28,3	1,10	7,1	1,3	0,00	0,01	4	0,55	0,00
2-2	3	6,5	0,2	1,1	25,9	1,14	8,1	1,5	0,00	0,02	4	0,60	0,00
2-2	4	6,2	0,2	1,0	23,6	1,15	9,3	1,8	0,01	0,02	5	0,66	0,00
2-2	5	6,0	0,2	0,9	21,1	1,16	10,8	2,1	0,01	0,02	5	0,72	0,00
2-2	6	5,9	0,1	0,8	18,6	1,17	12,7	2,4	0,01	0,02	6	0,79	0,00

Figura F.7. IMSDesign, scenario estivo: monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.b, i valori limite suggeriti da Hydranautics sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

2. Software Hydranautics – Scenario invernale

2.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

Project	Bari - inverno		Code	BAR-LE	Feed	Seawater-well or MF/UF Pr	Date	
pH	8,00	Turb	0,0	E cond	59488	uS/cm	CO2	1,043 ppm
Temp	10,0	C	SDI	0,0	15min	H2S	0,0	ppm
Ca	423,0	ppm	21,10	meq	CO3	9,7	ppm	0,32 meq
Mg	1380,0	ppm	113,58	meq	HCO3	150,0	ppm	2,46 meq
Na	11801,1	ppm	513,09	meq	SO4	3190,0	ppm	66,46 meq
K	525,0	ppm	13,46	meq	Cl	21000,0	ppm	592,38 meq
NH4	0,0	ppm	0,00	meq	F	1,5	ppm	0,08 meq
Ba	0,054	ppm	0,00	meq	NO3	0,0	ppm	0,00 meq
Sr	13,000	ppm	0,30	meq	B	5,40	ppm	0,00 meq
					SiO2	0,0	ppm	0,00 meq
Total positive			661,53 meq		Autobalance		Total negative	
							661,70 meq	
Calculated TDS	38499		ppm		Ionic strength	0,763		Print
CaSO4 saturation	27,4		%		BaSO4 saturation	236,2		
Silica saturation	0,0		%		SrSO4 saturation	52,3		Save
Saturation Index	0,8		Langelier		Osmotic pressure	385,4		psi

Figura F.8. IMSDesign, scenario invernale. Schermata relativa all'impostazione della qualità dell'acqua alimentata al processo. Rispetto allo scenario estivo differisce solamente la temperatura, e di conseguenza la concentrazione di carbonati (che sarà inferiore).

2.2. Configurazione del processo RO

Project	Bari - inverno		Calculated by		Date	08/21/13	
pH	7,50	Membrane age	3,0	years	Chem type	H2SO4	
Temp	10,0	C	Chem dosing rate	7,9	ppm	Chem concentration, %	100
Flux decline % per year			5,0		Feed water type	Seawater-well or MF/UF Pretre	
Fouling Factor			0,86		Permeate blending	<input type="checkbox"/> Permeate throttling	
SP increase % per year			7,0		Concentrate recirc.	<input type="checkbox"/> Booster pump	
Product recovery, %			45,0		Center Port	<input type="checkbox"/> ERD <input checked="" type="checkbox"/>	
Permeate flow	m3/hr			2530,00			
Average flux rate	l/m2-hr			15,5			
Feed flow	m3/hr			5622,2			
Concentrate flow	m3/hr			3092,2			
Stage 2 bypass flow	m3/hr			0,0			
System Specs							Passes
Stage 1		Stage 2				1	
Element type	SWC4B MAX		SWC5 MAX				
Elements/vessel	3		4				
Vessels	572		572				
					Stages	2	
					Pass 1		
					Recalc Array		
					Run		
					Print		
					Flow diagr.		

Figura F.9. IMSDesign, scenario invernale. Schermata relativa all'impostazione dei parametri del processo di osmosi inversa. Sono definite le portate e il pH di alimentazione relativo ad entrambi i passi, le membrane utilizzate, il numero di Pressure vessels e i parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostata un'età delle membrane di tre anni e si sono utilizzati i parametri di decadimento delle membrane indicati in Tabella 4.78. Rispetto allo scenario estivo (Figura 2) non è operativo il secondo passo di osmosi RO2.

ERD CALCULATIONS

Select ERD Type:

Pressure/Work Exchanger

Leakage	<input type="text" value="1"/>	%
Volumetric Mixing	<input type="text" value="6"/>	%
H.P. Differential of Pressure/Work Exchanger	<input type="text" value="0,80"/>	Bar
Pressure/Work Exchanger Boost Pressure	<input type="text" value="2,70"/>	Bar

Figura F.10. IMSDesign, scenario invernale. Schermata relativa all'impostazione dei parametri operativi del dispositivo di recupero energetico utilizzato (Pressure Exchanger). Sulla base di quanto asserto nel Cap. 4.9 nel dispositivo di recupero energetico ERI utilizzato il Leakage vale circa 1%, il volumetric mixing 6% e la HP differential 0,8 bar.

2.3. Risultati

RO program licensed to:

Calculation created by:

Project name:	Bari - inverno	Permeate flow:	2530,00 m3/hr
HP Pump flow:	2560,9 m3/hr	Raw water flow:	5622,2 m3/hr
Feed pressure:	70,3 bar	Permeate recovery:	45,0 %
Feedwater Temperature:	10,0 C(50F)	Element age:	3,0 years
Feed water pH:	7,50	Flux decline % per year:	5,0
Chem dose, ppm (100%):	7,9 H2SO4	Fouling Factor	0,86
		Salt passage increase, %/yr:	7,0

Average flux rate: 15,5 l/m2hr Feed type: Seawater-well or MF/UF Pretreatment

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	Element Type	Elem. No.	Array
1-1	1241,1	9,8	7,7	17,7	1,03	69,4 0,0	SWC4B MAX	1716	572x3
1-2	1289,2	7,7	5,4	13,8	1,02	68,4 0,0	SWC5 MAX	2288	572x4

Ion	Raw water mg/l	Adjusted Water mg/l	Feed water mg/l	Permeate mg/l	Concentrate mg/l	ERD Reject mg/l
Ca	423,0	423,0	435,0	0,302	790,6	768,8
Mg	1380,0	1380,0	1419,1	0,986	2579,3	2508,0
Na	11801,1	11801,1	12134,1	40,434	22029,0	21421,4
K	525,0	525,0	539,8	2,248	979,6	952,6
NH4	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0
Ba	0,054	0,054	0,056	0,000	0,101	0,1
Sr	13,000	13,000	13,368	0,009	24,298	23,6
CO3	9,7	3,1	3,3	0,001	7,9	8,0
HCO3	150,0	153,4	157,9	0,861	279,0	271,4
SO4	3190,0	3197,4	3288,5	2,492	5977,0	5811,4
Cl	21000,0	21000,0	21592,8	65,423	39206,2	38124,7
F	1,5	1,5	1,5	0,009	2,8	2,7
NO3	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0
B	5,40	5,40	5,54	0,530	9,64	9,4
SiO2	0,0	0,0	0,0	0,00	0,0	0,0
CO2	1,04	3,45	3,45	3,45	3,45	3,45
TDS	38498,8	38503,0	39591,0	113,3	71885,4	69902,2
pH	8,00	7,50	7,50	5,72	7,46	

Figura F.11. IMSDesign, scenario invernale. Risultati forniti dal software per il processo RO. Sono riassunti i parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione necessaria a conseguire il recovery desiderato e la concentrazione delle specie chimiche nei diversi flussi. La colonna "Permeate" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,53 mg/L, con buon margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L. Si osservi inoltre che la pressione di alimentazione è superiore allo scenario estivo, in ragione di una ridotta permeabilità della membrana all'acqua.

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO ₄ / Ksp * 100:	27%	28%	60%
SrSO ₄ / Ksp * 100:	52%	54%	114%
BaSO ₄ / Ksp * 100:	236%	245%	484%
SiO ₂ saturation:	0%	0%	0%
Langelier Saturation Index	0,81	0,30	0,76
Stiff & Davis Saturation Index	-0,07	-0,57	-0,20
Ionic strength	0,76	0,78	1,42
Osmotic pressure	26,6 bar	27,3 bar	49,6 bar

Figura F.12. IMSDesign, scenario invernale. Livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato di RO1. Confrontando tali valori con i valori suggeriti in Tabella 4.40 (M.Wilf, 2007), in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza. Si osservi che nello scenario invernale lo Stiff & Davis Index, che definisce il rischio di potenziale di precipitazione del carbonato di calcio, è negativo, ossia il concentrato non ha carattere incrostante. Questo potrebbe suggerire di evitare il dosaggio di pH nello scenario invernale.

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel		Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures		Element Type	Elem. No.	Array
		Feed m3/hr	Conc m3/hr			bar	bar			
1-1	1241,1	9,8	7,7	17,7	1,03	69,4	0,0	SWC4B MAX	1716	572x3
1-2	1289,2	7,7	5,4	13,8	1,02	68,4	0,0	SWC5 MAX	2288	572x4

Stg	Elem no.	Feed pres bar	Pres drop bar	Perm flow m3/hr	Perm Flux lm2hr	Beta	Perm sal TDS	Conc osm pres	Ca	Cumulative Perm Mg	Perm Ion levels Cl	B	SiO ₂
1-1	1	70,3	0,3	0,8	19,6	1,03	53,8	29,8	0,15	0,49	30	0,18	0,00
1-1	2	70,0	0,3	0,7	17,7	1,03	59,2	32,3	0,17	0,54	33	0,20	0,00
1-1	3	69,7	0,3	0,6	15,7	1,03	65,2	35,0	0,18	0,59	36	0,22	0,00
1-2	1	69,2	0,2	0,7	18,3	1,04	75,3	38,9	0,22	0,71	43	0,36	0,00
1-2	2	68,9	0,2	0,6	15,1	1,03	86,5	42,7	0,25	0,80	49	0,41	0,00
1-2	3	68,7	0,2	0,5	12,2	1,02	99,0	46,3	0,28	0,90	55	0,45	0,00
1-2	4	68,5	0,2	0,4	9,7	1,02	112,7	49,7	0,31	1,03	62	0,53	0,00

Figura F.13. IMSDesign, scenario invernale. Monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.b, i valori limite suggeriti da Hydranautics sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

3. Software ROSA – Scenario estivo

3.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

Water Type: Seawater with Generic membrane filtration, SDI < 3

Feed Percentage: 100.0 (%) Feed Number: 1 Feed Streams: 1

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc. (mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0	0.000	0.000	0.00
Potassium (K)	525	671.321	13.426	525.00
Sodium (Na)	11812.46	25690.430	513.809	11812.46
Magnesium (Mg)	1380	5676.209	113.524	1380.00
Calcium (Ca)	423	1055.389	21.108	423.00
Strontium (Sr)	13	14.837	0.297	13.00
Barium (Ba)	0.054	0.039	0.001	0.054
Carbonate (CO3)	23.04	38.394	0.768	23.04
Bicarbonate (HCO3)	150	122.941	2.459	150.00
Nitrate (NO3)	0	0.000	0.000	0.00
Chloride (Cl)	21000	29616.680	592.334	21000.00
Fluoride (F)	1.5	3.948	0.079	1.50
Sulfate (SO4)	3190	3322.917	66.458	3190.00
Silica (SiO2)	0	n.a.	n.a.	0.00
Boron (B)	5.4	n.a.	n.a.	n.a.

System Temp: 28.0 °C System pH: 8.00

Temperature: 28.0 °C Max Temp
Flow Rate: 5817.3 m³/h
pH: 8.0 (28.0 °C)

Total Dissolved Solids: 38549.0 mg/l

Charge Balance: Cations: 662.16 Anions: 662.16 Balance: 0.00

Figura F.14. ROSA, scenario estivo: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa. Parametri di input richiesti sono: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

3.2. Configurazione del processo RO

Pass 1

Feed Flow	Recovery	Permeate Flow	Flux	Permeate Split
5817.34 m³/h	45.00 %	2617.80 m³/h	15.99 l/mh	70.00 %

Pass 2

Feed Flow	Recovery	Permeate Flow	Flux	Final Permeate
785.34 m³/h	85.00 %	667.54 m³/h	34.89 l/mh	2500.00 m³/h

Figura F.15. ROSA, scenario estivo: definizione delle portate e dei recovery relativi a ciascun passo.

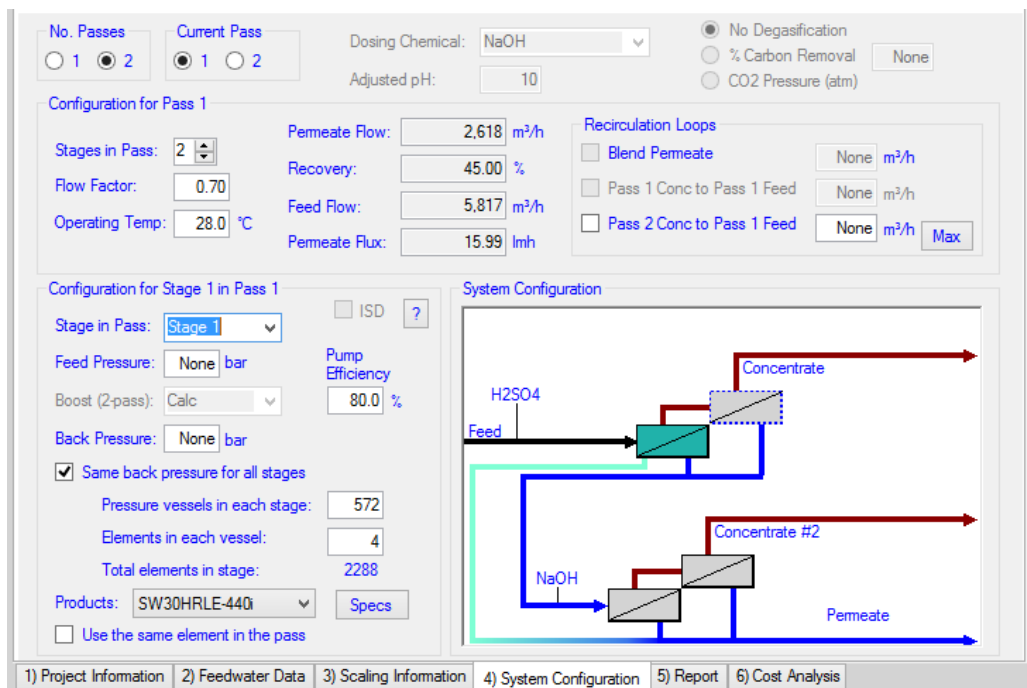


Figura F.16. ROSA, scenario estivo: Schermata relativa all'impostazione dei parametri del processo di osmosi inversa. Sono definite le portate e il pH di alimentazione relativo ad entrambi i passi, le membrane utilizzate, il numero di Pressure vessels e i parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostata un Fouling Factor pari a 0,7 in RO1 e pari a 0,8 in RO2 (Tabella 4.79). In ROSA per poter effettuare uno Split Permeate è necessario che la portata dello Split Permeate sia inferiore alla portata di permeato prodotta dal primo stadio del ISD (Internal Stage Design), ossia deve essere inferiore alla portata prodotta dai primi elementi del Pressure Vessel ibrido, costituiti da membrane di tipo High Rejection. Per garantire questa condizione si è dovuto utilizzare membrane di tipo High Rejection nelle prime quattro posizioni del PV, e membrane High Rejection – Low Energy nelle ultime tre posizioni del PV, diversamente da quanto si era previsto in partenza.

3.3. Risultati

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1F	SW30HRLE-440i	572	3.8420	5817.34	61.51	0.00	3980.06	60.57	1832.46	20.40	0.00	0.00	142.36
1R	SW30HRLE-440i	572	.1580	3980.06	60.57	0.00	3930.08	60.54	49.98	13.53	0.00	0.00	248.62
2	SW30XLE-440i	572	3	3930.08	60.54	0.00	3199.54	60.07	730.54	10.41	0.00	0.00	419.73

Name	Pass Streams (mg/l as Ion)									
	Feed	Adjusted Feed	Concentrate			Permeate			Total to Pass 2	
			Stage 1F	Stage 1R	Stage 2	Stage 1F	Stage 1R	Stage 2		
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	525.00	525.00	0.00	775.89	951.33	2.49	4.41	7.50	7.30	7.30
Na	11812.35	11812.36	0.00	17460.59	21413.82	49.38	86.58	146.72	142.87	142.87
Mg	1380.00	1380.00	0.00	2042.07	2507.49	1.26	2.19	3.68	3.59	3.59
Ca	423.00	423.00	0.00	625.94	768.61	0.38	0.66	1.12	1.09	1.09
Sr	13.00	13.00	0.00	19.24	23.62	0.01	0.02	0.03	0.03	0.03
Ba	0.05	0.05	0.00	0.08	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	23.04	7.92	0.00	13.65	17.88	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	150.00	163.01	0.00	237.05	288.23	1.00	1.61	2.58	2.52	2.52
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	21000.00	21001.44	0.00	31046.70	38080.32	81.34	142.60	241.65	235.31	235.31
F	1.50	1.50	0.00	2.22	2.72	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02
SO4	3190.00	3203.98	0.00	4741.96	5823.86	1.24	2.13	3.59	3.49	3.49
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	5.41	5.40	0.00	7.55	8.76	0.92	1.47	2.24	2.19	2.19
CO2	0.70	2.39	0.00	3.56	4.41	2.63	3.40	3.70	3.69	3.69
TDS	38548.85	38562.16	0.00	57008.55	69928.06	142.36	248.62	419.73	408.77	408.77
pH	8.00	7.50	0.00	7.51	7.56	5.73	5.80	5.95	5.95	5.95

Figura F.17.a. ROSA scenario estivo: Risultati forniti dal software per RO1. Sono riassunti alcuni dei parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione (riquadrate) necessaria a conseguire il recovery desiderato e la concentrazione delle specie chimiche nei diversi flussi. La colonna "Concentrate – Stage 2" identifica il concentrato di RO1. La colonna "Permeate - Stage 1F" identifica il flusso di Split Permeate, il quale andrà ad unirsi al permeato di RO2 per costituire il prodotto finito.

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-440i	50	6	785.42	14.23	0.00	323.25	12.13	462.17	37.69	0.00	0.00	3.60
2	BW30-440i	28	6	323.25	11.79	0.00	117.94	10.51	205.31	29.90	0.00	0.00	13.80

Pass Streams (mg/l as Ion)									
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate				
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2	Total	Perm Split Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	7.30	7.30	17.65	47.87	0.06	0.29	0.13		1.86
Na	142.87	152.49	369.21	1004.38	0.91	4.33	1.96		36.72
Mg	3.59	3.59	8.70	23.76	0.01	0.05	0.02		0.93
Ca	1.09	1.09	2.64	7.20	0.00	0.02	0.01		0.28
Sr	0.03	0.03	0.08	0.22	0.00	0.00	0.00		0.01
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
CO3	0.00	3.33	11.36	39.29	0.00	0.01	0.00		0.00
HCO3	2.52	4.24	6.93	10.43	0.04	0.14	0.07		0.75
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Cl	235.31	235.31	569.74	1549.91	1.41	6.68	3.03		60.43
F	0.02	0.02	0.06	0.15	0.00	0.00	0.00		0.01
SO4	3.49	3.49	8.48	23.17	0.01	0.04	0.02		0.91
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Boron	2.19	2.19	5.08	13.35	0.17	0.33	0.22		0.73
CO2	3.69	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		1.93
TDS	408.77	424.97	1026.22	2785.87	3.60	13.80	6.74		106.15
pH	5.95	10.00	10.21	10.40	9.02	9.32	9.14		5.73

Figura F.17.b. ROSA scenario estivo: Risultati forniti dal software per RO2. Sono riassunti alcuni dei parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione (riquadrate) necessaria a conseguire il recovery desiderato e la concentrazione delle specie chimiche nei diversi flussi. La colonna "Perm Split Total" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,73 mg/L, con buon margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L.

	Raw Water	Pass 1 Adjusted Feed	Pass 1 Concentrate	Pass 2 Concentrate
pH	8.00	7.50	7.56	10.38
Langelier Saturation Index	1.17	0.70	1.26	0.74
Stiff & Davis Stability Index	0.14	-0.32	0.03	0.72
Ionic Strength (Molal)	0.79	0.79	1.49	0.05
TDS (mg/l)	38548.96	38562.40	69928.51	2796.75
HCO3	150.00	163.01	288.23	10.72
CO2	0.70	2.39	4.41	0.00
CO3	23.04	7.92	17.88	38.86
CaSO4 (% Saturation)	22.28	22.38	47.13	0.02
BaSO4 (% Saturation)	196.53	197.41	415.78	0.35
SrSO4 (% Saturation)	27.02	27.14	65.91	0.04
CaF2 (% Saturation)	126.52	126.52	754.16	0.02
SiO2 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0.47	0.05	0.12	479.01

Figura F.18. ROSA, scenario estivo: Livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato di RO1 e RO2. Alcuni valori sono confrontabili con quanto suggerito in Tabella 4.40 (M.Wilf, 2007): per queste specie, in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza.

Stage Details -- Pass 1

Stage 1F	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.10	1.04	101.11	10.17	38562.40	61.51
	2	0.10	0.90	128.49	9.13	42948.52	61.22
	3	0.09	0.75	166.14	8.23	47607.68	60.96
	4	0.07	0.52	213.98	7.48	52369.04	60.74

Stage 1R	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.01	0.09	248.62	6.96	56296.73	60.57

Stage 2	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.08	0.56	306.27	6.87	57008.95	60.55
	2	0.07	0.42	431.81	6.31	62020.26	60.37
	3	0.05	0.30	611.65	5.90	66358.56	60.21

Stage Details -- Pass 2

Stage 1	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.11	1.66	2.23	15.71	424.97	14.23
	2	0.11	1.60	2.59	14.05	474.76	13.70
	3	0.12	1.55	3.06	12.45	535.37	13.25
	4	0.14	1.51	3.68	10.90	611.07	12.87
	5	0.16	1.48	4.55	9.39	708.72	12.57
	6	0.18	1.45	5.83	7.91	839.97	12.32

Stage 2	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.12	1.37	7.19	11.54	1026.22	11.79
	2	0.13	1.32	8.82	10.17	1163.80	11.45
	3	0.14	1.26	11.04	8.85	1335.66	11.17
	4	0.16	1.20	14.20	7.59	1555.54	10.94
	5	0.18	1.13	18.86	6.39	1844.72	10.76
	6	0.20	1.05	26.09	5.26	2236.68	10.62

Figura F.19. ROSA, scenario estivo: monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.a, i valori limite suggeriti da DOW Water sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

4. Software ROSA – Scenario invernale

4.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

Water Type: Seawater with Generic membrane filtration, SDI < 3

Feed Percentage: 100.0 (%) Feed Number: 1 Feed Streams: 1

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc. (mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0	0.000	0.000	0.00
Potassium (K)	525	671.321	13.426	525.00
Sodium (Na)	11812.46	25690.430	513.809	11812.46
Magnesium (Mg)	1380	5676.209	113.524	1380.00
Calcium (Ca)	423	1055.389	21.108	423.00
Strontium (Sr)	13	14.837	0.297	13.00
Barium (Ba)	0.054	0.039	0.001	0.054
Carbonate (CO3)	11.098	18.494	0.370	11.10
Bicarbonate (HCO3)	150	122.941	2.459	150.00
Nitrate (NO3)	0	0.000	0.000	0.00
Chloride (Cl)	21000	29616.680	592.334	21000.00
Fluoride (F)	1.5	3.948	0.079	1.50
Sulfate (SO4)	3190	3322.917	66.458	3190.00
Silica (SiO2)	0	n.a.	n.a.	0.00
Boron (B)	5.4	n.a.	n.a.	n.a.

System Temp: 10.0 °C System pH: 8.00

Total Dissolved Solids: 38537.0 mg/l

Temperature: 10.0 °C Max Temp

Flow Rate: 5622.2 m³/h

pH: 8.0

Charge Balance

Cations: 662.16

Anions: 661.74

Balance: 0.42

Figura F.20. Scenario invernale: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa. Parametri di input richiesti sono: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

4.2. Configurazione del processo RO

The screenshot shows the configuration for two passes of a Reverse Osmosis (RO) process.
Pass 1: Feed Flow is 5622.27 m³/h, Recovery is 45.00%, Permeate Flow is 2530.02 m³/h, Flux is 15.46 lmh, and Permeate Split is 0.00%. There are checkboxes for 'Specify' for each parameter, with 'Specify' checked for Recovery, Permeate Flow, and Flux. A 'Blend' checkbox is also present.
Pass 2: All parameters (Feed Flow, Recovery, Permeate Flow, Flux, Final Permeate) are set to 0.00. 'Specify' checkboxes are present but unchecked.

Figura F.21. ROSA, scenario invernale: definizione delle portate e dei recovery relativi a RO. È attivo solo RO1.

The screenshot displays detailed configuration for Pass 1 and Stage 1, along with a system diagram.
Configuration for Pass 1: Stages in Pass: 2, Flow Factor: 0.70, Operating Temp: 10.0 °C, Pemeate Flow: 2,530 m³/h, Recovery: 45.00%, Feed Flow: 5,622 m³/h, Pemeate Flux: 15.46 lmh.
Configuration for Stage 1 in Pass 1: Stage in Pass: Stage 1, Pump Efficiency: 80.0%, Pressure vessels in each stage: 572, Elements in each vessel: 4, Total elements in stage: 2288.
System Configuration Diagram: Shows a feed stream entering a membrane stage. The feed is labeled 'H2SO4' and 'Feed'. The stage produces 'Concentrate' (top right) and 'Permeate' (bottom right). A 'Recirculation Loops' section includes checkboxes for 'Blend Permeate', 'Pass 1 Conc to Pass 1 Feed', and 'Pass 2 Conc to Pass 1 Feed', all currently unchecked.

Figura F.22. ROSA, scenario invernale: Schermata relativa all'impostazione dei parametri del processo di osmosi inversa. Sono definite e il pH di alimentazione relativo ad entrambi i passi, le membrane utilizzate, il numero di Pressure vessels e i parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostata un Fouling Factor pari a 0,7. Nello scenario invernale è attivo solamente RO1. In ROSA per poter effettuare uno Split Permeate è necessario che la portata dello Split Permeate sia inferiore alla portata di permeato prodotta dal primo stadio del ISD (Internal Stage Design), ossia deve essere inferiore alla portata prodotta dai primi elementi del Pressure Vessel ibrido, costituiti da membrane di tipo High Rejection. Per garantire questa condizione si è dovuto utilizzare membrane di tipo High Rejection nelle prime quattro posizioni del PV, e membrane High Rejection – Low Energy nelle ultime tre posizioni del PV, diversamente da quanto si era previsto in partenza.

4.3. Risultati

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m³/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m³/h)	Conc Flow (m³/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m³/h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	SW30HRLE-440i	572	4	5622.22	72.73	0.00	4015.99	71.46	1606.23	17.17	0.00	0.00	59.24
2	SW30XLE-440i	572	3	4015.99	71.46	0.00	3092.20	70.84	923.79	13.17	0.00	0.00	121.58

Pass Streams (mg/l as Ion)							
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate		Total
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	525.00	525.00	734.56	953.37	1.04	2.15	1.44
Na	11812.46	11812.46	16528.74	21454.07	20.56	42.29	28.49
Mg	1380.00	1380.00	1931.73	2508.52	0.52	1.07	0.72
Ca	423.00	423.00	592.12	768.92	0.16	0.32	0.22
Sr	13.00	13.00	18.20	23.63	0.00	0.01	0.01
Ba	0.05	0.05	0.08	0.10	0.00	0.00	0.00
CO3	11.10	3.61	6.37	9.51	0.00	0.00	0.00
HCO3	150.00	154.36	213.21	273.91	0.55	0.87	0.66
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	21000.00	21015.94	29407.91	38172.72	33.87	69.69	46.95
F	1.50	1.50	2.10	2.72	0.00	0.01	0.00
SO4	3190.00	3198.57	4477.66	5815.06	0.51	1.04	0.71
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	5.41	5.40	7.42	9.42	0.35	0.72	0.49
CO2	1.04	3.37	4.28	5.30	3.50	4.44	3.84
TDS	38537.02	38558.39	53955.11	70036.40	59.24	121.58	82.00
pH	8.00	7.50	7.54	7.63	5.49	5.57	5.53

Figura F.23. ROSA scenario invernale: risultati forniti dal software. Sono riassunti alcuni dei parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione (riquadrata) necessaria a conseguire il recovery desiderato e la concentrazione delle specie chimiche nei diversi flussi. La colonna "Perm Total" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,49 mg/L, con buon margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L. La colonna "Concentrate – Stage 2" identifica invece il flusso di concentrato.

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	8.00	7.50	7.63
Langelier Saturation Index	0.76	0.27	0.89
Stiff & Davis Stability Index	-0.20	-0.69	-0.25
Ionic Strength (Molal)	0.79	0.79	1.49
TDS (mg/l)	38537.02	38558.39	70036.40
HCO3	150.00	154.36	273.91
CO2	1.04	3.37	5.30
CO3	11.10	3.61	9.51
CaSO4 (% Saturation)	22.28	22.34	47.04
BaSO4 (% Saturation)	196.61	197.10	414.99
SrSO4 (% Saturation)	27.03	27.10	65.82
CaF2 (% Saturation)	126.52	126.52	758.13
SiO2 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0.47	0.05	0.16

Figura F.24. ROSA, scenario invernale: Livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili nel concentrato di RO1. Alcuni valori sono confrontabili con quanto suggerito in Tabella 4.40 (M.Wilf, 2007): per queste specie, in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza. Si osservi che nello scenario invernale lo Stiff & Davis Index, che definisce il rischio di potenziale di precipitazione del carbonato di calcio, è negativo, ossia il concentrato non ha carattere incrostante. Questo potrebbe suggerire di evitare il dosaggio di pH nello scenario invernale.

Stage 1	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.08	0.79	46.47	9.83	38558.39	72.73
	2	0.08	0.73	54.27	9.04	41938.19	72.36
	3	0.08	0.67	64.09	8.30	45646.16	72.02
	4	0.08	0.61	76.58	7.63	49666.24	71.73
Stage 2	Element	Recovery	Perm Flow (m³/h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m³/h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.09	0.63	95.73	7.02	53955.11	71.46
	2	0.08	0.54	122.02	6.39	59308.03	71.23
	3	0.08	0.44	158.08	5.85	64743.30	71.02

Figura 25. ROSA, scenario invernale: monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.a, i valori limite suggeriti da DOW Water sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

5. Software TORAY DS2 – Scenario estivo

5.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

The screenshot displays the TORAY DS2 software interface for defining water quality. It is divided into several sections:

- Total Dissolved Solids:** Includes 'Stream Information' (Water Type: Sea Well, Number of Feed Streams: 1, Current Feed Stream: 1, Current Feed Stream Percent: 100%) and 'Feed Parameters' (Temperature: 28.00 deg C, Flow Rate: 5817.34 m³/hr, pH: 8.00, TDS: 38515.391, Est uS: 58.762).
- Balance:** Shows '% Excess Anion: 0.000 %' and buttons for 'Balance with NaCl' and 'Balance with MgSO4'. 'AutoBalance' is checked.
- Solubility data:** A table showing species and their solubility relative to feed concentration.
- Ions:** Two tables showing 'Cations' and 'Anions' for 'Current Stream : 1'.

Species	% Sat'n Feed	Conc
CaSO4	24.55	% of Max Solubility
BaSO4	228.04	% of Max Solubility
SrSO4	25	% of Max Solubility
PO4	0	% of Max Solubility
SiO2	0.0	% of Max Solubility
CaF2	2.2	% of Max Solubility
LSI	1.02	

Ions	mg/l	mEq/L	ppm CaCO3
Ca	423.00	21.1078	1056.34
Mg	1380.00	113.5569	5682.95
Na	11812.85	513.8302	25714.63
K	525.00	13.4278	671.99
Ba	0.0540	0.0008	0.04
Sr	13.0000	0.2967	14.85
NH4			
Fe			
Totals	14153.9083	662.2202	33140.8109

Ions	mg/l	mEq/L	ppm CaCO3
HCO3	150.00	2.4583	123.03
Cl	21010.11	592.6187	29657.60
SO4	3190.00	66.4157	3323.77
NO3			
F	1.50	0.0789	3.95
Br			
B	5.40	0.4995	25.00
SiO2			
PO4			
CO3	4.47	0.1491	7.46
CO2	1.54	0.0351	1.76
Totals	24361.4831	662.2202	33140.8118

Figura F.26. DS2, scenario estivo: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

5.2. Configurazione del processo RO

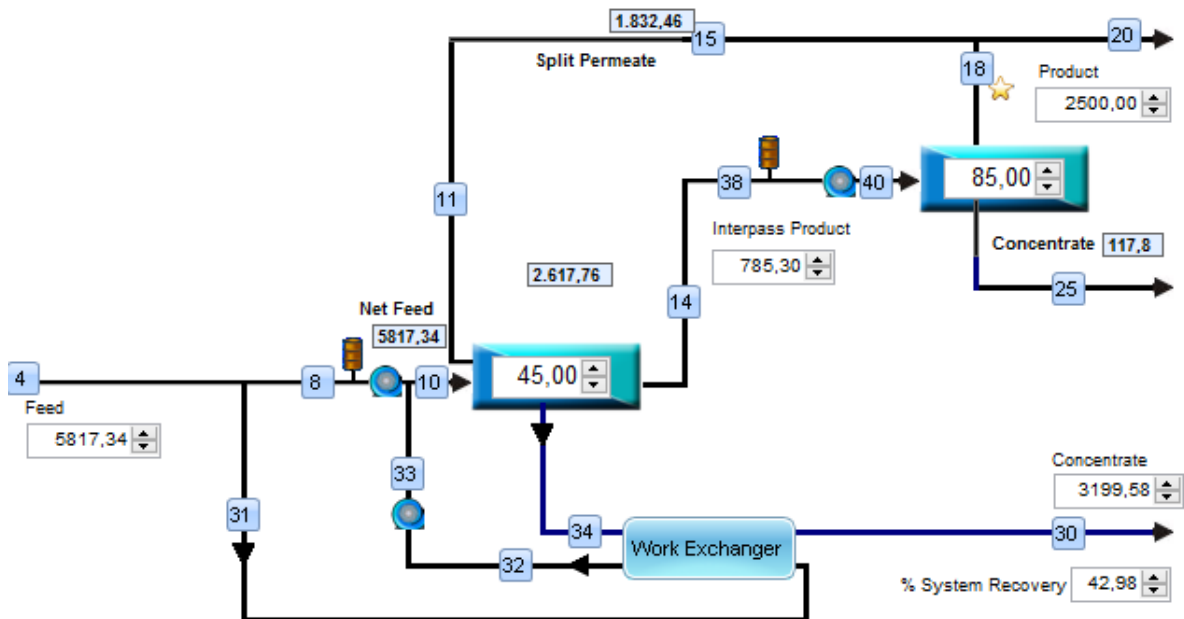


Figura F.27. DS2, scenario estivo. Schermata relativa alla configurazione del processo RO: impostazione dello schema impiantistico e definizione delle portate, dei recovery e dei pH di alimentazione a ciascun passo.

Pass: 1 Total Stages: 2 Current Stage: 1 Total Stage Elements 1716

Vessels per Stage: 572 Elements in Vessel: 3 All Elements the Same All Stages the Same

TM820K-440, SWRO TM820K-440, SWRO TM820K-440, SWRO

Element Information

High Boron Rej SWRO, high area, high flow

Element Age: 3,00 Years Element Type: TM820K-440, SWRO

Fouling Allowance: 0,880 Salt Passage Increase: 7,00 % per Year 22,50%

Pass: 1 Total Stages: 2 Current Stage: 2 Total Stage Elements 2288

Vessels per Stage: 572 Elements in Vessel: 4 All Elements the Same All Stages the Same

TM820V-440, SWRO TM820V-440, SWRO TM820V-440, SWRO TM820V-440, SWRO

Element Information

Low pressure SWRO element, high area

Element Age: 3,00 Years Element Type: TM820V-440, SWRO

Fouling Allowance: 0,880 Salt Passage Increase: 7,00 % per Year 22,50%

Figura F.28. DS2, scenario estivo. Schermata relativa alla configurazione del processo RO: definizione del numero e del tipo di membrane e di Pressure Vessel impiegati in RO1, e impostazione dei parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostato in RO1 un incremento del Salt Passage per anno del 7%, e considerando un'età delle membrane di 3 anni un Fouling Factor pari a 0,88 (Tabella 4.80).

Pass: Total Stages: Current Stage: Total Stage Elements

Vessels per Stage: Elements in Vessel: All Elements the Same
 All Stages the Same

TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO

Element Information

Low pressure high rejection BWRO element, 440 sq.ft.

Element Age: Years Element Type:

Fouling Allowance: Salt Passage Increase: % per Year 15,76%

Pass: Total Stages: Current Stage: Total Stage Elements

Vessels per Stage: Elements in Vessel: All Elements the Same
 All Stages the Same

TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO
TM720L-440, BWRO

Element Information

Low pressure high rejection BWRO element, 440 sq.ft.

Element Age: Years Element Type:

Fouling Allowance: Salt Passage Increase: % per Year 15,76%

Figura F.29. DS2, scenario estivo. Schermata relativa alla configurazione del processo RO: definizione del numero e del tipo di membrane e di Pressure Vessel impiegati in RO2, e impostazione dei parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostato in RO2 un incremento del Salt Passage per anno del 5%, e considerando un'età delle membrane di 3 anni un Fouling Factor pari a 0,95 (Tabella 4.80).

Select ERD Type:

Notes:

Discharge Pressure: bar

ERD Efficiency:

Boost Pump

Boost Pump Efficiency:

Lubrication Flow Fraction:

Mixing Fraction:

Internal Pressure Drop: bar

Figura F.30. DS2, scenario estivo. Impostazione dei parametri di esercizio del dispositivo di recupero energetico utilizzato (Pressure Exchanger). Sulla base di quanto asserito nel Cap. 4.9 nel dispositivo di recupero energetico ERI utilizzato il Leakage vale circa 1%, il volumetric mixing 6%, la HP differential 0,8 bar e l'efficienza di recupero energetico è del 96%.

5.3. Risultati

		Overall	Pass 1	Pass 2
Raw water TDS	mg/l	38.506.7	39.395.4	580.74
Feed EC @25C / @28.00C	uS	58.749.8 / 62.495.2	59.967.5 / 63.788.2	1.144.1 / 1.222.33
Feed Pressure	bar	0.0	60.07	10.301
Temperature	deg C	28.00		
Total DP	bar	3.574	1.052	2.522
Brine Pressure	bar	1.000	59.02	7.778
Fouling Max	3.00 yrs		0.880	0.950
SP % Increase (Max)	3.00 yrs		22.50%	15.76%
Recovery	%	42.97%	45.0%	85.0%
Feed Flow	m3/hr	5.817	5.817	785.2
Product Flow	m3/hr	2.500	2.618	667.4
Split Takeoff / Product	m3/hr	0.0	1.832	
Average Flux	l/m2/hr	n/a	15.993	34.89
Concentrate Flow	m3/hr	3.200	3.200	117.9
Product TDS	mg/l	110.6	270.5	18.849
Split Takeoff TDS	mg/l	144.0		
Concentrate TDS	mg/l	69.551	71.403	3.762
Primary HP Pump kW	kilowatt	6.417.23	5.682.45	280.6
Isobaric Device I ERI Power Saved	kilowatt	5.056.49		
ERD Booster Power Used	kilowatt	454.2		
ERD Discharge Press & Booster Rise	bar	1.000	4.132	
Power Consumption	kWh/m ³	2.567	2.171	0.420

Figura F.31. DS2, scenario estivo. Risultati forniti dal software. Relativamente ad entrambi i passi sono riassunti alcuni dei parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione (riquadrate) necessaria a conseguire il recovery desiderato. Inoltre nell'ultima riga è riportato il consumo energetico per m³ di permeato prodotto.

		Product	Pass 1	Pass 2	Split Permeate
Ca	mg/l	0.349	0.886	0.0166	0.471
Mg	mg/l	1.140	2.891	0.0543	1.536
Na	mg/l	38.72	94.91	6.538	50.44
K	mg/l	2.455	5.899	0.584	3.137
Ba	mg/l	4.46E-05	0.0001	2.12E-06	6.01E-05
Sr	mg/l	0.0107	0.0272	0.0005	0.0145
NH4	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
Fe	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
HCO3	mg/l	0.780	1.621	0.226	0.982
CO3	mg/l	0.0082	7.82E-05	0.0307	2.10E-05
CO2	mg/l	3.579	4.997	0.0013	4.883
Cl	mg/l	63.34	155.4	10.462	82.59
SO4	mg/l	2.979	7.512	0.204	3.990
NO3	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
F	mg/l	0.008	0.019	0.0022	0.0101
Br	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
PO4	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
SiO2	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0
B(Boron)	mg/l	0.789	1.367	0.732	0.811
TDS	mg/l	110.6	270.5	18.849	144.0
Feed EC @25C / @28.00C	uS	230 / 246	551 / 589	42.6 / 50.5	297.2 / 317.8
pH	pH	5.603	5.564	9.414	5.469
Osmotic Press (DS1 / Pitzer)	bar	0.092 / 0.09	0.224 / 0.22	0.017 / 0.02	0.120 / 0.12

Figura F.32. DS2, scenario estivo. Risultati forniti dal software. La colonna "Product" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,79 mg/L, con buon margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L. La colonna "Split Permeate" identifica invece il flusso di Split Permeate, mentre la colonna "Pass 2" identifica il permeato prodotto da RO2. I due flussi si uniscono a dare il prodotto finito "Product".

Ions		Feed	Net Feed	Conc	Feed Pass 2	Conc 2
Ca	mg/l	423.0	432.7	765.7	1.856	12.271
Mg	mg/l	1.380	1.412	2.498	6.056	40.03
Na	mg/l	11.809	12.081	21.320	206.3	1.337
K	mg/l	525.0	537.1	946.5	12.347	78.94
Ba	mg/l	0.054	0.0552	0.0977	0.0002	0.0016
Sr	mg/l	13.000	13.299	23.53	0.057	0.377
NH4	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Fe	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HCO3	mg/l	150.0	152.0	266.9	5.969	29.32
CO3	mg/l	4.473	1.433	2.914	4.367	37.93
CO2	mg/l	1.544	4.949	5.400	0.0009	0.0028
Cl	mg/l	21.005	21.489	37.932	325.3	2.108
SO4	mg/l	3.190	3.270	5.785	15.732	103.6
NO3	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
F	mg/l	1.500	1.535	2.702	0.0399	0.253
Br	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PO4	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
SiO2	mg/l	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
B(Boron)	mg/l	5.400	5.524	8.694	2.667	13.624
TDS	mg/l	38.507	39.395	69.551	580.7	3.762
Feed EC @25C / @28.00C	uS	58.750 / 62.495	59.968 / 63.788	98.512 / 104.684	1.144.1 / 1.222.3	6.879.0 / 7.339.3
Feed pH	pH	8.000	7.499	7.677	10.000	10.135
Osmotic Press (DS1 / Pitzer)	bar	28.561 / 27.94	29.206 / 28.61	50.969 / 52.28	0.478 / 0.47	3.035 / 2.91
LSI / SDSI		1.02 / 0.22	0.54 / -0.29	1.48 / 0.26		1.36 / 1.61
CaSO4 / SrSO4 %	%	24.5% / 25.4%	25.3% / 26.3%	52.9% / 66.6%		0.2% / 0.3%
BaSO4 / SiO2 %	%	228.1% / 0.0%	234.4% / 0.0%	342.5% / 0.0%		1.8% / 0.0%

Figura F.33. DS2, scenario estivo. Monitoraggio scaling. La colonna "Conc" identifica il flusso relativo al concentrato di RO1, mentre la colonna "Conc 2" identifica il flusso relativo al concentrato di RO2. In queste colonne assieme alla composizione chimica è riportato il livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili. Confrontando questi valori con quanto suggerito in Tabella 4.40 (M.Wilf, 2007) è possibile concludere che in presenza di antiscalant si opera in condizioni di sicurezza.

Lead Element	Pass1	Stage 1	Stage 2
Feed Flow	m3/hr	10.170	7.833
Product Flow	m3/hr	0.877	0.835
Product TDS	mg/l	79,55	249,3
Flux	l/m2/hr	21,45	20,42
Last Element	Pass1	Stage 1	Stage 2
Product Flow	m3/hr	0,681	0,324
Product TDS	mg/l	120,2	845,1
Brine/Product Ratio	ratio	11,508	17,263
Brine Flow	m3/hr	7,833	5,594
Net Driving Pressure	bar	20,78	6,755
Beta		1,063	1,040
Lead Element	Pass2	Stage 1	Stage 2
Feed Flow	m3/hr	15,706	11,042
Product Flow	m3/hr	1,766	1,351
Product TDS	mg/l	5,846	20,40
Flux	l/m2/hr	43,21	33,05
Last Element	Pass2	Stage 1	Stage 2
Product Flow	m3/hr	1,414	0,898
Product TDS	mg/l	17,283	71,70
Brine/Product Ratio	ratio	4,374	4,689
Brine Flow	m3/hr	6,184	4,210
Net Driving Pressure	bar	7,575	4,793
Beta		1,156	1,138

Figura F.34. DS2, scenario estivo. Monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. I parametri idraulici riportati nella presente schermata si riferiscono all'elemento di testa (Lead element) e all'elemento di coda (Last element) di ciascuno stadio di ciascun passo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.c, i valori limite suggeriti da Toray sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

6. Software TORAY – Scenario invernale

6.1. Definizione della qualità dell'acqua alimentata

Total Dissolved Solids:

Stream Information

Water Type: Sea Well

Number of Feed Streams: 1

Current Feed Stream: 1 Show Combined

Current Feed Stream Percent: 100 %

Feed Parameters

Temperature: 10.00 deg C Flow Rate: 5727.40 m3/hr

pH: 8.00 TDS: 38499.483

Est uS: 58.739 Set TDS as NaCl

Balance

Custom Ions % Excess Cation: 0,000 %

Load / Review Analysis Balance with NaCl

AutoBalance Balance with MgSO4

Solubility data

Species	% Sat'n Feed	Conc
CaSO4	24,55	% of Max Solubility
BaSO4	228,12	% of Max Solubility
SrSO4	27	% of Max Solubility
PO4	0	% of Max Solubility
SiO2	0,0	% of Max Solubility
CaF2	2,2	% of Max Solubility
LSI	0,75	

Ions

Current Stream : 1

Ions	mg/l	mEq/L	ppm CaCO3
Ca	423,00	21,1078	1056,34
Mg	1380,00	113,5569	5682,95
Na	11805,77	513,5223	25699,22
K	525,00	13,4278	671,99
Ba	0,0540	0,0008	0,04
Sr	14,0000	0,3196	15,99
NH4			
Fe			
Totals	14147,8282	661,9351	33126,5408

Ions	mg/l	mEq/L	ppm CaCO3
HCO3	150,00	2,4583	123,03
Cl	21001,83	592,3851	29645,91
SO4	3190,00	66,4157	3323,77
NO3			
F	1,50	0,0789	3,95
Br			
B	5,40	0,4995	25,00
SiO2			
PO4			
CO3	2,93	0,0975	4,88
CO2	2,04	0,0463	2,32
Totals	24351,6544	661,9351	33126,5408

Figura F.35. DS2, scenario invernale: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

6.2. Configurazione del processo RO

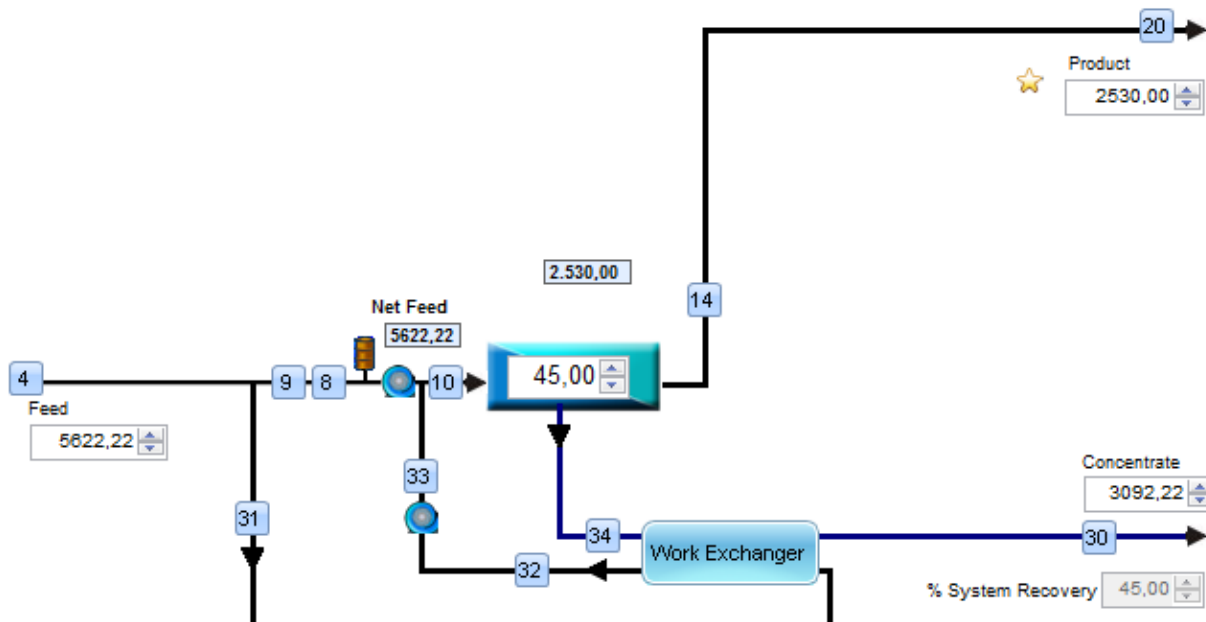


Figura F.36. DS2, scenario invernale. Schermata relativa all'impostazione dei parametri del processo di osmosi inversa. È impostato lo schema impiantistico e sono definite le portate, il recovery e il pH di alimentazione relativo al passo operativo, ossia RO1.

Pass: Total Stages: Current Stage: Total Stage Elements

Vessels per Stage: Elements in Vessel: All Elements the Same
 All Stages the Same

TM820K-440, SWRO

TM820K-440, SWRO

TM820K-440, SWRO

Element Information

High Boron Rej SWRO, high area, high flow

Element Age: Years Element Type:

Fouling Allowance: Salt Passage Increase: % per Year

Pass: Total Stages: Current Stage: Total Stage Elements

Vessels per Stage: Elements in Vessel: All Elements the Same
 All Stages the Same

TM820V-440, SWRO

TM820V-440, SWRO

TM820V-440, SWRO

TM820V-440, SWRO

Element Information

Low pressure SWRO element, high area

Element Age: Years Element Type:

Fouling Allowance: Salt Passage Increase: % per Year

Figura F.37. DS2, scenario invernale. Schermata relativa alla configurazione del processo RO: definizione del numero e del tipo di membrane e di Pressure Vessel impiegati in RO1, e impostazione dei parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto si è impostato in RO1 un incremento del Salt Passage per anno del 7%, e considerando un'età delle membrane di 3 anni un Fouling Factor pari a 0,88 (Tabella 4.80)

Select ERD Type:

Notes:

Discharge Pressure: bar

ERD Efficiency:

Boost Pump

Boost Pump Efficiency:

Lubrication Flow Fraction:

Mixing Fraction:

Internal Pressure Drop: bar

The diagram illustrates the flow path of the ERD. It shows a High Pressure Pump on the left, a Circulation Pump at the top, a Membrane unit on the right, and a PX Array (Pressure Exchanger) at the bottom. Green arrows indicate the flow from the High Pressure Pump through the Membrane and back to the High Pressure Pump. Red arrows indicate the flow from the Circulation Pump through the PX Array and back to the Circulation Pump.

Figura F.38. DS2, scenario estivo. Impostazione dei parametri di esercizio del dispositivo di recupero energetico utilizzato (Pressure Exchanger). Sulla base di quanto asserito nel Cap. 4.9 nel dispositivo di recupero energetico ERI utilizzato il Leakage vale circa 1%, il volumetric mixing 6%, la HP differential 0,8 bar e l'efficienza di recupero energetico è del 96%.

6.3. Risultati

		Overall	Pass 1
Raw water TDS	mg/l	38.515,7	39.542,7
Feed EC @25C / @10,00C	uS	58.764,1 / 40.032,3	60.172,9 / 41.006,2
Feed Pressure	bar	0,0	71,45
Temperature	deg C	10,000	
Total DP	bar	1,579	1,579
Brine Pressure	bar	0,0	69,87
Fouling Max	3,00 yrs		0,880
SP % Increase (Max)	3,00 yrs		22,50%
Recovery	%	45,00%	45,0%
Feed Flow	m3/hr	5,622	5,622
Product Flow	m3/hr	2,530	2,530
Average Flux	l/m2/hr	15,457	15,457
Concentrate Flow	m3/hr	3,092	3,092
Product TDS	mg/l	111,4	111,4
Concentrate TDS	mg/l	69.935	71.801
Primary HP Pump kW	kilowatt	6.941,31	6.542,02
Isobaric Device ERI Power Saved	kilowatt	5.921,95	
ERD Booster Power Used	kilowatt	399,3	
ERD Discharge Press & Booster Rise	bar	0,0	3,759
Power Consumption	kWh/m ³	2,744	2,586

Figura F.39. DS2, scenario invernale. Risultati forniti dal software. Sono riassunti alcuni dei parametri di processo impostati, e sono riportate la stima della pressione di alimentazione (riquadrate) necessaria a conseguire il recovery desiderato. Inoltre nell'ultima riga è riportato il consumo energetico per m³ di permeato prodotto.

Ions		Feed	Net Feed	Conc	Product
Ca	mg/l	423,0	434,3	768,7	0,364
Mg	mg/l	1.380	1.417	2.508	1,188
Na	mg/l	11.813	12.128	21.445	39,03
K	mg/l	525,0	539,0	952,5	2,426
Ba	mg/l	0,054	0,0554	0,0981	4,65E-05
Sr	mg/l	13,000	13,347	23,63	0,0112
NH4	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
Fe	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
HCO3	mg/l	150,0	150,1	264,4	0,809
CO3	mg/l	2,925	0,926	2,003	8,95E-06
CO2	mg/l	2,039	6,451	6,665	6,453
Cl	mg/l	21,012	21,572	38,150	63,91
SO4	mg/l	3,190	3,281	5,809	3,086
NO3	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
F	mg/l	1,500	1,540	2,721	0,0078
Br	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
PO4	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
SiO2	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
B(Boron)	mg/l	5,400	5,544	9,379	0,550
TDS	mg/l	38.516	39.543	69.935	111,4
Feed EC @25C / @10,00C	uS	58.764 / 40.032	60.173 / 41.006	98.978 / 67.977	231,1 / 151,3
pH	pH	8,000	7,499	7,702	5,381
Osmotic Press (DS1 / Pitzer)	bar	26,861 / 26,11	27,562 / 26,83	48,188 / 48,92	0,087 / 0,09
LSI / SDSI		0,75 / -0,14	0,26 / -0,65	1,24 / -0,05	-6,86 / -7,00
CaSO4 / SrSO4 %	%	24,5% / 25,4%	25,4% / 26,5%	53,1% / 67,0%	0,0% / 0,0%
BaSO4 / SiO2 %	%	228,1% / 0,0%	235,2% / 0,0%	341,4% / 0,0%	

Figura F.40. DS2, scenario invernale. Risultati forniti dal software. La colonna "Product" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la concentrazione di boro in esso è di 0,55 mg/L, con buon margine di sicurezza inferiore al limite di 1 mg/L. La colonna "Conc" identifica il flusso relativo al concentrato di RO1: in questa colonna assieme alla composizione chimica è riportato il livello di saturazione raggiunto dai Sali poco solubili. Confrontando questi valori con quanto suggerito in Tabella 4.40 (M. Wilf, 2007) è possibile concludere che in presenza di antiscalanti si opera in condizioni di sicurezza.

Lead Element	Pass1	Stage 1	Stage 2
Feed Flow	m3/hr	9.829	7.880
Product Flow	m3/hr	0.697	0.801
Product TDS	mg/l	41.03	105.5
Flux	l/m2/hr	17.049	19.592
Last Element	Pass1	Stage 1	Stage 2
Product Flow	m3/hr	0.602	0.442
Product TDS	mg/l	54.48	262.3
Brine/Product Ratio	ratio	13.097	12.219
Brine Flow	m3/hr	7.880	5.406
Net Driving Pressure	bar	34.24	17.309
Beta		1.109	1.113

Figura F.42. DS2, scenario invernale. Monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. I parametri idraulici riportati nella presente schermata si riferiscono all'elemento di testa (Lead element) e all'elemento di coda (Last element) di ciascuno stadio. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.c, i valori limite suggeriti da Toray sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

ALLEGATO 7. Analisi su software dell'impianto per la produzione di 24 m³/h di acqua demineralizzata per caldaia a vapore

L'analisi dell'impianto a regime è eseguita considerando un'età delle membrane di 3 anni, poiché ritenuta la più rappresentativa delle condizioni di funzionamento medie dell'impianto a regime.

L'analisi è eseguita per prima cosa per lo scenario invernale, scenario nel quale si prevede la produzione di acqua demineralizzata per la caldaia a vapore. Tuttavia si esegue anche una verifica di funzionamento nello scenario estivo allo scopo di verificarne il corretto funzionamento anche a elevata temperatura.

La procedura si articola nelle fasi di:

4. Definizione della qualità dell'acqua alimentata:
 - Contenuto delle specie chimiche
 - pH
 - temperatura
 - fonte di acqua (es. acqua di mare con pre-tratt convenzionale, acqua salmastra, ecc....)

5. Configurazione del processo a osmosi inversa:
 - Definizione del numero di passi e di stadi impiegati
 - Definizione delle portate e dei recovery
 - Scelta del tipo di membrane e dell'età delle membrane
 - Impostazione del numero di Pressure Vessels e di membrane

6. Analisi dei risultati

1. Analisi nello scenario invernale

1.1. Definizione della qualità dell'acqua di alimento

Feed Water Analysis
 Select Water Source: RO Permeate
 Select Water Type: User Defined

Ion	mg/l	meq/l	ppm as CaCO3
Calcium (Ca)	0,30	0,0151	0,75
Magnesium (Mg)	0,99	0,0811	4,06
Sodium (Na)	40,44	1,7588	88,02
Potassium (K)	2,25	0,0575	2,88
Ammonia - N (NH4)	0,00	0,0000	0,00
Barium (Ba)	0,00	0,0000	0,00
Strontium (Sr)	0,01	0,0002	0,01
Iron (Fe)	0,00	0,0000	0,00
Manganese (Mn)	0,00	0,0000	0,00
Total Cations	43,98	1,9147	95,82
Sulfate (SO4)	2,49	0,0519	2,60
Chloride (Cl)	65,45	1,8462	92,39
Fluoride (F)	0,01	0,0005	0,02
Nitrate (NO3)	0,00	0,0000	0,00
Bromide (Br)	0,00	0,0000	0,00
Phosphate (PO4)	0,00	0,0000	0,00
Boron (B)	0,53	0,0000	0,00
Silica (SiO2)	0,00	0,0000	0,00
Hydrogen Sulfide (H2S)	0,00	0,0000	0,00
Bicarbonate (HCO3)	0,99	0,0162	0,81
Carbon Dioxide (CO2)	3,75	0,0000	0,00
Carbonate (CO3)	0,00	0,0000	0,00
Total Anions	69,47	1,9147	95,82

Note :- Alkalinity is user-input
Execute 'Balance' button first. If required, click on 'Add Sodium/Chloride'

Parameters

Total Alkalinity (ppm CaCO3): 0,71
 TDS (mg/l): 113,45
 pH: 5,72
 Temperature (C): 10,00
 SDI: 1,00
 Recovery (%): 80

Saturation Data (Feed Water)

BaSO4: 0,00 %
 CaF2: 0,00 %
 CaSO4: 0,00 %
 SiO2: 0,00 %
 SrSO4: 0,00 %
 Struvite: 0,000 %
 LSI: -6,38
 Stiff-Davis Index: -6,88
 Osmotic Pressure: 0,09 bar
 Conductivity at 25C: 237 µS/cm
 Density: 999,8 kg/m3

Buttons: Multiple Feed, Design Guidelines, Add Sodium, Add Chloride, Clear Values, Balance, Export, Import, Cancel, OK

Figura G.1. *Winflows, scenario invernale*: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa. Parametri di input richiesti sono: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

1.2. Configurazione del processo di osmosi inversa

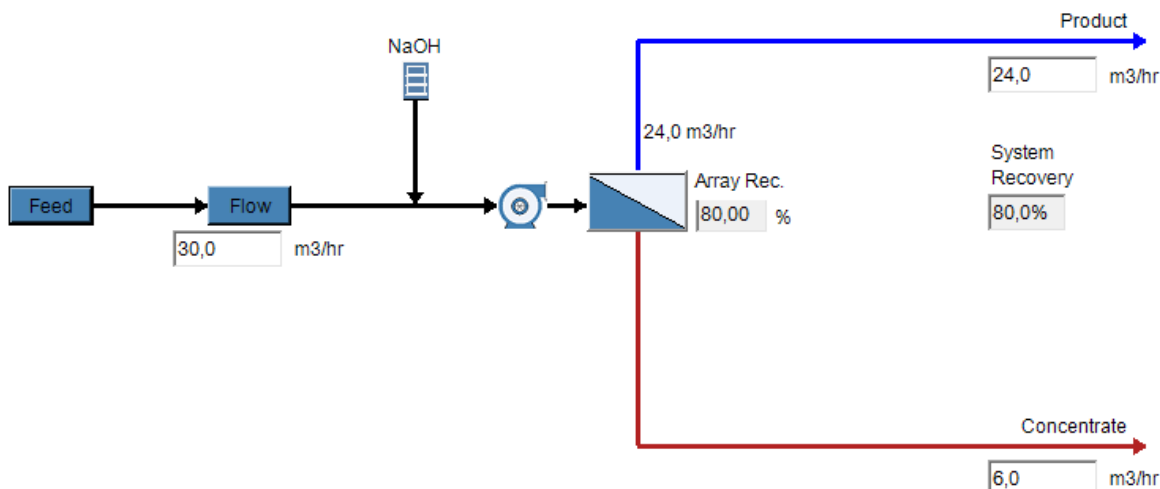


Figura G.2. *Winflows, scenario invernale*. Schermata relativa alla configurazione del processo RO: impostazione dello schema impiantistico e definizione delle portate, del recovery e del pH di alimentazione.

Pass 1

RO Parameters
 Recovery % RO Machine Model Perm Flow Split Permeate (Upstream Part) (m3/hr)

Recycle Permeate from Last Stage to Feed Pump

Stage	Pressure Vessels	Elements Per Vessel	Element Type	Element Age (yr)	A-Value Annual % Change	B-Value Annual % Change	Permeate Pressure (bar)	Interstage Pressure Loss (bar)	Interstage Boost Pressure (bar)	Boost Energy Efficiency %	Element Info
1	2	6	AG-440	3,00	2,00	2,00	0,00	0,00			...
2	1	6	AG-440	3,00	2,00	2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	...
3	0	0		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	...
4	0	0		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	...
5	0	0		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	...
6	0	0		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	...

Type AG HR Brackish Water RO High Rejection

Area	40,87 m ²	Rejection	99,80 %
Nominal Flow	1,81 m3/hr	Test TDS	2000 NaCl
Test Pressure	15,51 bar	Max Pressure	41,37 bar

Figura G.3. Winflows, scenario invernale: Schermata relativa alla configurazione del processo RO: definizione del numero e del tipo di membrane e di Pressure Vessel impiegati, e impostazione dei parametri relativi al decadimento delle prestazioni della membrana con il tempo. Relativamente a quest'ultimo aspetto, conformemente a quanto suggerito da GE (GE water – technical manual) e riportato in Tabella 4.89, si è impostato per A-value e B-value un valore pari al 2%.

1.3. Analisi dei risultati

		Pass 1
Feed Flow to 1st Stage Housing	m3/hr	30,00
Feed Pressure	bar	22,42
Array Recovery	%	80,00
Permeate Flow	m3/hr	23,99
Split Permeate Flow	m3/hr	0,00

Figura G.4. Winflows, scenario invernale: Risultati dell'analisi di processo: sono riassunte le portate in gioco e il recovery, ed è indicata la pressione di alimentazione necessaria a conseguire il recovery desiderato.

Ions, mg/l	Total Feed	Treated Feed	1st Pass Feed	Final Downstream Perm
Calcium	0,30	0,30	0,30	0,00
Magnesium	0,99	0,99	0,99	0,00
Sodium	40,44	42,44	42,44	0,10
Potassium	2,25	2,25	2,25	0,03
Ammonia - N	0,00	0,00	0,00	0,00
Barium	0,00	0,00	0,00	0,00
Strontium	0,01	0,01	0,01	0,00
Iron	0,00	0,00	0,00	0,00
Manganese	0,00	0,00	0,00	0,00
Sulfate	2,49	2,49	2,49	0,00
Chloride	65,45	65,45	65,45	0,15
Fluoride	0,01	0,01	0,01	0,00
Nitrate	0,00	0,00	0,00	0,00
Bromide	0,00	0,00	0,00	0,00
Phosphate	0,00	0,00	0,00	0,00
Boron	0,53	0,53	0,53	0,14
Silica	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen Sulfide	0,00	0,00	0,00	0,00
Bicarbonate	0,99	6,00	6,00	0,09
Carbon Dioxide	3,75	0,12	0,12	0,12
Carbonate	0,00	0,02	0,02	0,00
TDS, mg/l	113,45	120,49	120,49	0,52

Figura G.5. Winflows, scenario invernale: Risultati forniti dal software. La colonna "Final downstream permeate" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la salinità si mantiene ampiamente inferiore a 1 mg/L. Inoltre si osservi che avendo incrementato il pH di alimento ad un valore pari a 8 il contenuto di CO₂ nel permeato si mantiene ben inferiore al 0,5 ppm.

Ions, mg/l	Product	Concentrate
Calcium	0,00	1,51
Magnesium	0,00	4,32
Sodium	0,10	211,31
Potassium	0,03	11,10
Ammonia - N	0,00	0,00
Barium	0,00	0,00
Strontium	0,00	0,04
Iron	0,00	0,00
Manganese	0,00	0,00
Sulfate	0,00	12,43
Chloride	0,15	325,30
Fluoride	0,00	0,04
Nitrate	0,00	0,00
Bromide	0,00	0,00
Phosphate	0,00	0,00
Boron	0,14	2,07
Silica	0,00	0,00
Hydrogen Sulfide	0,00	0,00
Bicarbonate	0,09	23,19
Carbon Dioxide	0,12	0,29
Carbonate	0,00	0,24
TDS, mg/l	0,52	598,75
Flow	m ³ /hr	23,39
Temperature	C	10,00
Pressure	bar	0,00
Osm. Pressure	bar	0,00
pH		6,20
Conductivity at 25C	µS/cm	0,30
Saturation Data		
BaSO ₄	%	0,00
CaF ₂	%	0,00
CaSO ₄	%	0,01
SiO ₂	%	0,00
SrSO ₄	%	0,02
Struvite	%	0,00
LSI		-10,03
S&DI		0,00

Figura G.6. Winflows, scenario invernale: Risultati forniti dal software relativamente al rischio scaling. Si osservi che LSI si mantiene ben al di sotto del valore 0: si opera pertanto in condizioni di sicurezza nei confronti del rischio di precipitazione del carbonato di calcio.

Element By Element Data						
Pass 1						
Stage 1						
	Elem 1	Elem 2	Elem 3	Elem 4	Elem 5	Elem 6
Flow, m3/hr						
Feed	15,00	13,57	12,17	10,78	9,42	8,08
Perm	1,43	1,41	1,38	1,36	1,34	1,33
Pressure, bar						
Feed	22,42	21,92	21,48	21,11	20,80	20,55
Net Driving	22,06	21,58	21,16	20,80	20,49	20,22
Delta P	0,50	0,43	0,37	0,31	0,26	0,20
Feed Osm. Press	0,09	0,10	0,11	0,13	0,15	0,17
Other						
Recovery, %	9,52	10,36	11,36	12,61	14,24	16,41
Beta (Conc. Pol.)	1,15	1,16	1,16	1,17	1,18	1,20
Flux, lmh	35,09	34,40	33,80	33,28	32,83	32,44
A-Value, $\mu\text{m}/(\text{s-MPa})$	4,98	4,99	5,00	5,00	5,01	5,02

Element detail Data						
Element By Element Data						
Pass 1						
Stage 2						
	Elem 1	Elem 2	Elem 3	Elem 4	Elem 5	Elem 6
Flow, m3/hr						
Feed	13,51	12,21	10,93	9,67	8,43	7,21
Perm	1,31	1,28	1,26	1,24	1,22	1,20
Pressure, bar						
Feed	20,34	19,91	19,54	19,22	18,95	18,73
Net Driving	19,89	19,45	19,07	18,73	18,43	18,16
Delta P	0,43	0,37	0,32	0,27	0,22	0,17
Feed Osm. Press	0,20	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
Other						
Recovery, %	9,67	10,49	11,50	12,79	14,44	16,64
Beta (Conc. Pol.)	1,14	1,15	1,16	1,17	1,18	1,19
Flux, lmh	31,95	31,31	30,75	30,25	29,80	29,38
A-Value, $\mu\text{m}/(\text{s-MPa})$	5,03	5,04	5,04	5,05	5,06	5,06

Figura G.7. Winflows, scenario invernale. Monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.d, i valori limite suggeriti da GE Water sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

2. Analisi nello scenario estivo

2.1. Definizione della qualità dell'acqua di alimento

Feed Water Analysis
 Select Water Source: RO Permeate
 Select Water Type: User Defined

Ion	mg/l	meq/l	ppm as CaCO3
Calcium (Ca)	0,27	0,0135	0,67
Magnesium (Mg)	0,88	0,0726	3,63
Sodium (Na)	37,09	1,6134	80,74
Potassium (K)	2,08	0,0531	2,66
Ammonia - N (NH4)	0,00	0,0000	0,00
Barium (Ba)	0,00	0,0000	0,00
Strontium (Sr)	0,01	0,0002	0,01
Iron (Fe)	0,00	0,0000	0,00
Manganese (Mn)	0,00	0,0000	0,00
Total Cations	40,33	1,7528	87,72
Sulfate (SO4)	2,05	0,0427	2,14
Chloride (Cl)	60,15	1,6967	84,91
Fluoride (F)	0,01	0,0004	0,02
Nitrate (NO3)	0,00	0,0000	0,00
Bromide (Br)	0,00	0,0000	0,00
Phosphate (PO4)	0,00	0,0000	0,00
Boron (B)	0,65	0,0023	0,12
Silica (SiO2)	0,00	0,0000	0,00
Hydrogen Sulfide (H2S)	0,00	0,0000	0,00
Bicarbonate (HCO3)	0,60	0,0098	0,49
Carbon Dioxide (CO2)	0,01	0,0000	0,00
Carbonate (CO3)	0,00	0,0001	0,00
Total Anions	63,46	1,7528	87,72

Parameters
 Total Alkalinity (ppm CaCO3): 0,649
 TDS (mg/l): 103,79
 pH: 7,79
 Temperature (C): 28
 SDI: 1,00
 Recovery (%): 80

Saturation Data (Feed Water)
 BaSO4: 0,00 %
 CaF2: 0,00 %
 CaSO4: 0,00 %
 SiO2: 0,00 %
 SrSO4: 0,00 %
 Struvite: 0,000 %
 LSI: -4,30
 Stiff-Davis Index: -4,72
 Osmotic Pressure: 0,09 bar
 Conductivity at 25C: 217 µS/cm
 Density: 996,3 kg/m3

Figura G.8. Winflows, scenario estivo: schermata relativa alla definizione delle caratteristiche dell'acqua alimentata al processo di osmosi inversa. Parametri di input richiesti sono: tipologia di acqua alimentata ed entità dei pre-trattamenti, analisi chimica, temperatura.

2.2. Configurazione del processo di osmosi inversa

La configurazione del processo RO identica a quella relativa allo scenario invernale, descritta nel Cap. 1.2 del presente allegato.

2.3. Analisi dei risultati

System Data		Single Pass Design
Temperature C	RO-1: 28,00	
		Pass 1
Feed Flow to 1st Stage Housing	m3/hr	30,00
Feed Pressure	bar	11,67
Array Recovery	%	80,00
Permeate Flow	m3/hr	24,01
Split Permeate Flow	m3/hr	0,00

Figura G.9. Winflows, scenario estivo. Risultati dell'analisi di processo: sono riassunte le portata in gioco e il recovery, ed è indicata la pressione di alimentazione necessaria a conseguire il recovery desiderato. Nonostante il average flux rate sia inferiore a quello applicato in RO2, la pressione di alimentazione è più elevata perché sono utilizzate membrane Brackish water di tipo High Rejection.

Ions, mg/l	Total Feed	Treated Feed	1st Pass Feed	Final Downstream	Perm
Calcium	0,27	0,27	0,27		0,00
Magnesium	0,88	0,88	0,88		0,00
Sodium	37,09	37,14	37,14		0,17
Potassium	2,08	2,08	2,08		0,08
Ammonia - N	0,00	0,00	0,00		0,00
Barium	0,00	0,00	0,00		0,00
Strontium	0,01	0,01	0,01		0,00
Iron	0,00	0,00	0,00		0,00
Manganese	0,00	0,00	0,00		0,00
Sulfate	2,05	2,05	2,05		0,00
Chloride	60,15	60,15	60,15		0,28
Fluoride	0,01	0,01	0,01		0,00
Nitrate	0,00	0,00	0,00		0,00
Bromide	0,00	0,00	0,00		0,00
Phosphate	0,00	0,00	0,00		0,00
Boron	0,65	0,65	0,65		0,32
Silica	0,00	0,00	0,00		0,00
Hydrogen Sulfide	0,00	0,00	0,00		0,00
Bicarbonate	0,60	0,60	0,60		0,03
Carbon Dioxide	0,01	0,01	0,01		0,00
Carbonate	0,00	0,00	0,00		0,00
TDS, mg/l	103,79	103,85	103,85		0,88

Figura G.10. Winflows, scenario estivo: Risultati forniti dal software. La colonna "Final downstream permeate" identifica il flusso relativo al prodotto finito: si osservi che la salinità si mantiene inferiore a 1 mg/L. Inoltre si osservi che avendo incrementato il pH di alimento ad un valore pari a 8 il contenuto di CO₂ nel permeato si mantiene molto basso (Not Detected).

Ions, mg/l	Product	Concentrate	
Calcium	0,00	1,35	
Magnesium	0,00	4,41	
Sodium	0,17	185,36	
Potassium	0,08	10,10	
Ammonia - N	0,00	0,00	
Barium	0,00	0,00	
Strontium	0,00	0,04	
Iron	0,00	0,00	
Manganese	0,00	0,00	
Sulfate	0,00	10,27	
Chloride	0,28	300,24	
Fluoride	0,00	0,04	
Nitrate	0,00	0,00	
Bromide	0,00	0,00	
Phosphate	0,00	0,00	
Boron	0,32	1,37	
Silica	0,00	0,00	
Hydrogen Sulfide	0,00	0,00	
Bicarbonate	0,03	2,33	
Carbon Dioxide	0,00	0,03	
Carbonate	0,00	0,03	
TDS, mg/l	0,88	516,74	
Flow	m3/hr	24,01	5,39
Temperature	C	28,00	28,00
Pressure	bar	0,00	8,81
Osm. Pressure	bar	0,00	0,42
pH		7,63	8,18
Conductivity at 25C	µS/cm	1,30	1042,00
Saturation Data			
BaSO4	%	0,00	0,00
CaF2	%	0,00	0,00
CaSO4	%	0,00	0,01
SiO2	%	0,00	0,00
SrSO4	%	0,00	0,02
Struvite	%	0,00	0,00
LSI		-8,63	-2,63
S&DI		0,00	-2,95

Figura G.11. Winflows, scenario estivo: Risultati forniti dal software relativamente al rischio scaling. Si osservi che LSI si mantiene ben al di sotto del valore 0: si opera pertanto in condizioni di sicurezza nei confronti del rischio di precipitazione del carbonato di calcio.

Element By Element Data						
Pass 1						
Stage 1						
	Elem 1	Elem 2	Elem 3	Elem 4	Elem 5	Elem 6
Flow, m3/hr						
Feed	15,00	13,50	12,05	10,64	9,26	7,92
Perm	1,50	1,45	1,41	1,38	1,35	1,32
Pressure, bar						
Feed	11,67	11,30	10,97	10,69	10,46	10,28
Net Driving	11,39	11,02	10,71	10,44	10,20	10,00
Delta P	0,38	0,33	0,28	0,23	0,19	0,15
Feed Osm. Press	0,09	0,10	0,11	0,12	0,14	0,16
Other						
Recovery, %	10,00	10,74	11,70	12,94	14,54	16,69
Beta (Conc. Pol.)	1,10	1,10	1,11	1,11	1,12	1,13
Flux, l/mh	36,58	35,47	34,51	33,67	32,95	32,33
A-Value, $\mu\text{m}/(\text{s-MPa})$	10,01	10,03	10,05	10,06	10,07	10,07

Element detail Data						
Element By Element Data						
Pass 1						
Stage 2						
	Elem 1	Elem 2	Elem 3	Elem 4	Elem 5	Elem 6
Flow, m3/hr						
Feed	13,19	11,90	10,65	9,44	8,26	7,11
Perm	1,29	1,25	1,21	1,18	1,15	1,12
Pressure, bar						
Feed	10,13	9,81	9,54	9,30	9,11	8,94
Net Driving	9,75	9,43	9,14	8,89	8,66	8,45
Delta P	0,32	0,27	0,23	0,20	0,16	0,13
Feed Osm. Press	0,19	0,21	0,24	0,27	0,31	0,35
Other						
Recovery, %	9,77	10,49	11,38	12,50	13,93	15,80
Beta (Conc. Pol.)	1,09	1,09	1,10	1,10	1,11	1,11
Flux, l/mh	31,54	30,54	29,66	28,87	28,15	27,48
A-Value, $\mu\text{m}/(\text{s-MPa})$	10,09	10,10	10,11	10,12	10,13	10,14

Figura G.12. Winflows, scenario estivo: Monitoraggio dei parametri idraulici di interesse ai fini di un corretto funzionamento del processo. Confrontandosi con i valori riportati in Tabella 4.45.a, i valori limite suggeriti da GE Water sono rispettati, ed è pertanto possibile concludere che si opera in condizioni di sicurezza.

ALLEGATO 8. Esempio di planimetria

Nel presente lavoro non è stata realizzata una planimetria, poiché ciò eludeva dagli obiettivi del lavoro. Tuttavia nel presente capitolo sono riportati esempi di planimetria, allo scopo di rendere un'idea di come dovrebbe essere fisicamente concepito l'impianto oggetto del presente lavoro.

In *Figura H.1* è riportato un esempio di planimetria dell'impianto di Uminonakamichi Nata, localizzato in Giappone, dalla capacità di 50.000 m³/d.

La presa di acqua di mare è realizzata mediante offshore indirect intake. L'acqua prelevata è accumulata in una apposita vasca, e attraverso 6 pompe è alimentata alla sezione di Ultrafiltrazione "UF membrane unit". L'acqua filtrata è accumulata in una vasca "UF filtration tank", e poi inviata alle sezioni dell'impianto successive, oppure utilizzata per le operazioni di controlavaggio delle membrane UF. A valle della filtrazione a membrana sono presenti dei filtri a cartuccia (5 µm) di sicurezza "Safety filter". La sezione di osmosi inversa è configurata secondo uno schema a doppio passo. 5 pompe di alta pressione "High Pressure RO pump" alimentano il primo passo della sezione di osmosi inversa "High Pressure RO unit". Ciascuna pompa è collegata ad una turbina Pelton per il recupero dell'energia posseduta dal concentrato "Energy recovery system". Il permeato del primo passo è accumulato in apposite vasche e poi alimentato mediante 5 pompe di alta pressione "Low pressure pump unit" ad un secondo passo di osmosi "Low Pressure RO unit". Il prodotto finito è accumulato nella "Product water storage tank" e inviato alla rete. Il concentrato dell'osmosi inversa e l'acqua di controlavaggio delle membrane di Ultrafiltrazione sono accumulate in una apposita vasca e inviate a scarico a mare attraverso 5 pompa dette "Discharge Pump".

In analogia con l'impianto dimensionato nel presente lavoro si effettua un pre-trattamento di Ultrafiltrazione. Inoltre la sezione di osmosi inversa è configurata secondo uno schema a doppio passo. Tuttavia a differenza l'impianto dimensionato nel presente lavoro non sono presenti la flottazione ad aria disciolta (il cui ingombro come si può osservare in *Figura H.2* è circa pari a quello relativo alla sezione di Ultrafiltrazione) e il recupero energetico realizzato mediante PX-ERI.

Come illustrato nel *Cap. 4.8* nel presente lavoro il sistema di recupero energetico è centralizzato (one center design), ossia le unità ERI non sono specifiche per uno o più treni della sezione RO1, ma fanno capo a tutto il flusso di concentrato prodotto dall'intera sezione RO1. Pertanto una eventuale planimetria dell'impianto vedrebbe le unità di recupero energetico raggruppate nella stessa zona, lateralmente rispetto alla sezione di osmosi inversa, e in vicinanza della vasca di accumulo dell'acqua da inviare a scarico a mare (cf. *Figura H.1*).

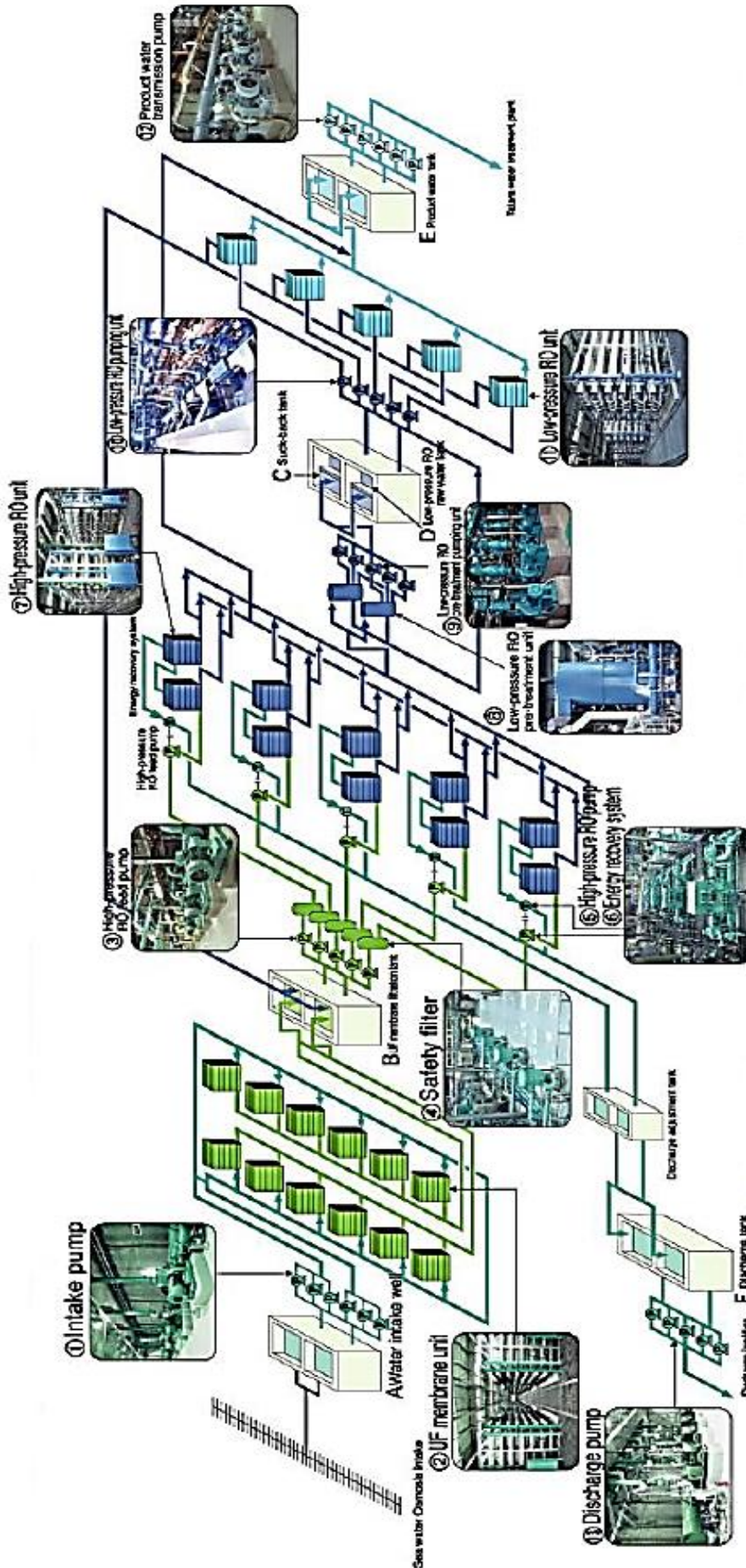


Figura H.1. Rendering dell'impianto di Uminonakamichi Nata. (Fukoka, 2007). La presa di acqua di mare è realizzata mediante offshore indirect intake. L'acqua prelevata è accumulata in una apposita vasca, e attraverso 6 pompe è alimentata alla sezione di Ultrafiltrazione "UF membrane unit". L'acqua filtrata è accumulata in una vasca "UF filtration tank", e poi inviata alle sezioni dell'impianto successive, oppure utilizzata per le operazioni di controlavaggio delle membrane UF. A valle della filtrazione a membrana sono presenti dei filtri a cartuccia (5 µm) di sicurezza "Safety filter". La sezione di osmosi inversa è configurata secondo uno schema a doppio passo. 5 pompe di alta pressione "High Pressure RO pump" alimentano il primo passo della sezione di osmosi inversa "High Pressure RO unit". Ciascuna pompa è collegata ad una turbina Pelton per il recupero dell'energia posseduta dal concentrato "Energy recovery system". Il permeato del primo passo è accumulato in apposite vasche e poi alimentato mediante 5 pompe di alta pressione "Low pressure pump unit" ad un secondo passo di osmosi "Low Pressure RO unit". Il prodotto finito è accumulato nella "Product water storage tank" e inviato alla rete. Il concentrato dell'osmosi inversa e l'acqua di controlavaggio delle membrane di Ultrafiltrazione sono accumulate in una apposita vasca e inviate a scarico a mare attraverso 5 pompe dette "Discharge Pump".

In *Figura H.2* è riportato un esempio della planimetria dell'impianto di Hamriyah, dalla capacità di 90.920 m³/d.

L'impianto opera un direct subsurface intake, e la linea dei pre-trattamenti è articolata nelle fasi di: pre-clorazione mediante dosaggio di NaClO, coagulazione e flocculazione realizzate mediante dosaggio di FeCl₃, flottazione ad aria disciolta, Ultrafiltrazione, dechlorazione mediante dosaggio di NaHSO₃, dosaggio antiscalant e soda.

La flottazione ad aria disciolta è bypassabile ed operante esclusivamente nei periodi di elevata torbidità o bloom algali.

La sezione di osmosi inversa è realizzata secondo uno schema a singolo passo: l'incremento del pH a monte della sezione di osmosi inversa realizzato mediante dosaggio di soda consente infatti una sufficiente rimozione del boro mediante un solo passo di osmosi.

Il recupero energetico è realizzato mediante Rotary Pressure Exchanger (ERI).

I post-trattamenti consistono nelle operazioni di ricarbonatazione mediante dosaggio di calce e CO₂ e disinfezione di copertura mediante dosaggio di NaClO.

In analogia con l'impianto dimensionato nel presente lavoro i pre-trattamenti sono costituiti dalle unità di flottazione ad aria disciolta e di Ultrafiltrazione. Tuttavia nell'impianto di Hamriyah la sezione di osmosi inversa opera con un singolo passo, mentre nell'impianto dimensionato nel presente lavoro si effettua un doppio passo. Si osservi che così come dimensionato l'impianto la sezione dei pre-trattamenti occupa un'area dello stesso ordine di grandezza della sezione di osmosi inversa.

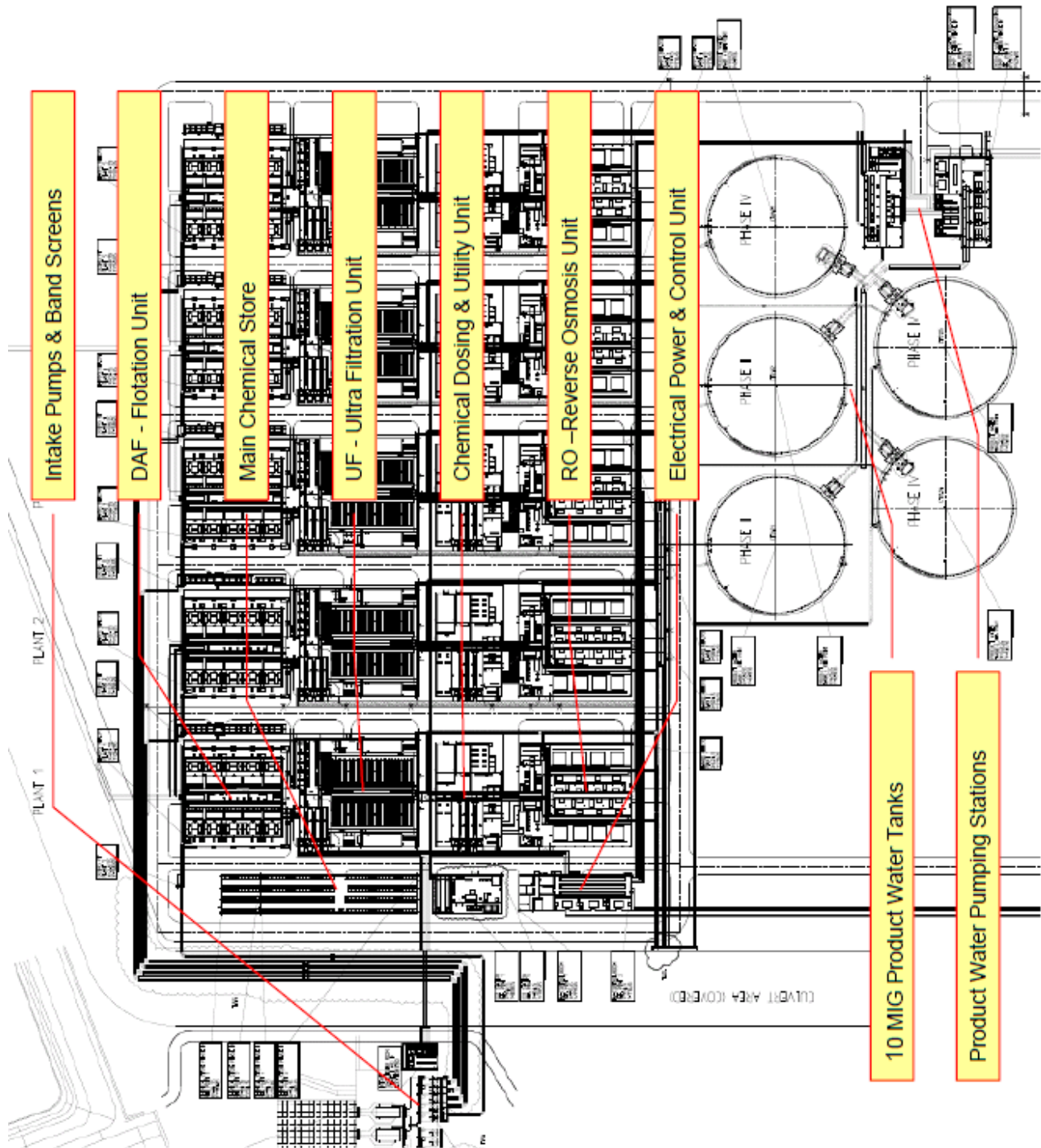


Figura H.2. Planimetria dell'impianto di Hamriyah. (Codemo et al., 2009). In analogia con l'impianto dimensionato nel presente lavoro i pre-trattamenti sono costituiti dalle unità di flottazione ad aria disciolta e di Ultrafiltrazione. Tuttavia nell'impianto di Hamriyah la sezione di osmosi inversa opera con un singolo passo, mentre nell'impianto dimensionato nel presente lavoro si effettua un doppio passo. Si osservi che così come dimensionato l'impianto la sezione dei pre-trattamenti occupa un'area dello stesso ordine di grandezza della sezione di osmosi inversa.

Bibliografia

Al-Malek S., Agashichev S.P., Abdulkarim M. Techno-economic aspects of conventional pre-treatment before reverse-osmosis (Al-Fujairat Hybrid Seawater desalination plant). International Desalination Association World Congress in Singapore, 2005.

Al-Sarkal T., Arafat A. H. Ultrafiltration versus sedimentation-based pretreatment in Fujairah-1 RO plant: Environmental impact study. *Desalination* 317 (2013) 55 – 66.

Alizadehfard M.R. Perth Seawater desalination plant: a sustainable solution. Tehran, June 2012.

Alpelevante website:

http://www.apelevante.org/site/index.php?option=com_content&view=article&id=304&Itemid=331&lang=it

Andrews B., Bhasker D., Lòpez-Serrano P., Tsai S. P., Frank R., Wilf M., Koutsakos E. Effective scale control for SWRO operating with high feed water pH and temperature. *Desalination* 220 (2008) 295 – 304.

AQP (Acquedotto Pugliese Progettazione). Progetto preliminare impianto di dissalazione di Bari – Studio di Impatto Ambientale. 2005.

Bartels C., Franks F., Rybar S., Schierach M., Wilf M. The effect of feed water and ionic strength on salt passage through reverse osmosis membranes. *Desalination* 184 (2005) 185 – 195.

Birnhack L., Voutchkov N., Lahav O. Fundamental chemistry and engineering aspects of post-treatment processes for desalinated water – A review. *Desalination* 273 (2011) 6 – 22.

Bleninger T., Niepelt A., Jirka G.H. Desalination plant discharge calculator. EDS Congress, Baden-Baden, Germany, 2009.

Busch M. Boron removal in sea water desalination. IDA World Congress, Bahrain, 2003.

Cameron I., Clemente R. SWRO with ERI's PX Pressure Exchanger device – a global survey. *Desalination* 221 (2008) 136 – 142.

CDW (Canadian Drinking Water). Guidelines for Canadian drinking water quality summary table, 2008.

Cengeloglu Y. Removal of boron from water by using reverse osmosis. *Separation and Purification Technology* 64 (2008) 141 – 146.

Clemente R., Mercer G. A five years life-cycle analysis of the Perth SWRO desalination plant. IDA World Congress, Perth, September 2011.

Codemo G., et al. Hamriya SWRO Desalination plant. IDA World Congress, Dubai, November 7 – 12, 2009.

Del Castillo J. Desalination costs at the Spanish Mediterranean Coast, The Bahia de Palma, Mallorca Case, International Conference on Desalination Costing, Limassol, 2004.

deOude W. Dow Water. Personal Communication, May 2013.

- Díaz-Caneja J., Farinas M., Cost Estimation Briefing for Large Seawater Reverse Osmosis Facilities in Spain, , International Conference on Desalination Costing, Limassol, 2004.
- Dore, M. H. I. Forecasting the economic costs of desalination technology. *Desalination* 172 (2005) 207-214.
- Dow Water & Process Solutions FILMTEC™ Reverse Osmosis Membranes. Technical Manual.
www.dowwaterprocess.com
- Dr. Carlo Cavicchi, Osmoplanet srl. Personal communication, June 2013.
- DWPR (Desalination and Water Purification Research and Development Program Report) No. 127. Boron rejection by reverse osmosis membranes: national reconnaissance and mechanism study. July 2009.
- EEA (Europea Environmental Agency). The quality of water intended for human consumption, 98/83/EC. 1998.
- Edzwald J.K. Developments of High Rate Dissolved Air Flotation for Drinking Water Treatment. *Journal of water supply*, 2007.
- Edzwald J.K. Dissolved air flotation and me. *Water Research* 44 (2010) 2077 – 2106.
- El Azhar F. Remineralization of Reverse Osmosis desalted water for a Moroccan desalination plant: optimization and cost evaluation of the lime saturation post. *Desalination* 300 (2012) 46 – 50.
- El-Dessouky H.T., Ettouney H.M. *Fundamentals of salt water desalination*. Elsevier, 2002.
- Faigon M., Hefer D. Boron rejection in SWRO at high pH conditions versus cascade design. *Desalination* 223 (2008) 10 – 16.
- Farhat A., Ahmat A., Hilal N., Arafat H. A. Boron removal in new generation reverse osmosis (RO) membranes using two-pass RO without pH adjustment. *Desalination* 310 (2013) 50 – 59.
- FEDCO (Fluid Equipment Development Company) – *Catalogo tecnico*, 2013.
- Flemming H. C., Ridgway H.F. *Membrane Biofouling. Water treatment processes*, McGraw-Hill, 1996.
- Flowserve 2013. www.flowserve.com. Calder™ DWEER™.
- Fritzmann C., Löwenberg J., Wintgens T., Melin T. State of the art of reverse osmosis desalination. *Desalination* 216 (2006) 1 – 76.
- Fukuoka District Waterworks Agency. Uminonakamichi Nata seawater desalination plant. 2007
- GE water – technical manual. www.gewater.com
- GE, 2004. *Desal, Membrane & Technology applications*, General Electric Product Catalog.
- Gebel J., Yüce S. *An engineer's guide to desalination*. VGB Power Tech, 2008.
- Glueckstern P., Priel M. Optimization of boron removal in old and new SWRO systems. *Desalination* 156 (2003) 219 – 228.
- Gorenflo A., Brusilovsky M., Faigon M., Liberman B. High pH operation in seawater reverse osmosis plant: first results from the world's largest SWRO plant in Ashkelon. *Desalination* 203 (2007) 82 – 90.

- Greenlee L. F., Lawler D. F., Freeman B. D., Marrot B., Moulin P. Reverse Osmosis desalination: water sources, technology, and today's challenges. *Water Research* 43 (2009) 2317 – 2348.
- Gude V.G. Energy consumption and recovery in reverse osmosis. *Desalination and water treatment* 36 (2001) 1 – 22.
- Güler E., Kabay N., Yüksel M., Yavuz E., Yüksel Ü. A comparative study for boron removal from seawater using two types of polyamide thin film composite SWRO membranes. *Desalination* 273 (2011) 81 – 84.
- Global Water Intelligence (GWI). *Desalination markets 2005–2015, a global assessment & forecast*. 2005.
- Hydranautics - Technical Manual. www.membranes.com
- Hernández – Suárez M. *Guidelines for the remineralisation of desalinated water*. 2nd edition
- Hilal N., Kim J.K. Somerfield C. Boron removal from saline water: A comprehensive review. *Desalination* 273 (2011) 23 – 35.
- Hung P.V.X., Cho S.H., Moon S.H. Prediction of boron transport through seawater reverse osmosis membranes using solution – diffusion model. *Desalination* 247 (2009) 33 – 44.
- IDA 18th Worldwide Desalting Plants Inventory, 2004.
- Infilco AQUADAF® clarifier. Catalogo commerciale, 2010.
- ISPRA 2013. Istituto Superiore per la Ricerca e la Protezione Ambientale – Rete Mareografica Nazionale.
- Jirka G.H., Bleninger T. Modelling and environmentally sound management of brine discharges from desalination plant. *Desalination* 221 (2008) 585 – 597.
- Kabay N., Güler E., Bryjak M. Boron in seawater and methods for its separation – A review. *Desalination* 261 (2010) 212 – 217.
- Kawamura S. *Integrated Design and Operation of Water Treatment Facilities*, 2nd edition. 2000
- Kim T., Drewes J.E., Summers R.S., Amy G.L. Solute transport model for trace organic neutral and charged compounds through nanofiltration and reverse osmosis membranes. *Water Research* 41 (2007) 3977 – 3988.
- Koseoglu H., Kabay N., Yüksel M., Sarp S., Arar Ö, Kitis M. Boron removal from seawater using SWRO membranes – impact of pH, feed concentration, pressure, and cross-flow velocity. *Desalination* 227 (2008) 253 – 263.
- Kozisek F. *Health risks from drinking demineralised water*. World Health Organization, Geneva 2004.
- Ing. Pablo Canada, Ge water lead project engineer. Personal communication. June 2013.
- La Tribune du Cebedeau. Numéro special: réactifs. Vol. 36 N°s 475 – 476, Juin – Juillet 1983.
- Lahav O., Birnhack L., Fridman N. Potential applications of quarry dolomite for post treatment of desalinated water, *Desalination and Water Treatment* 1 (1–3) (2009) 58–67.
- Liberman B., Faigon M. Pressure center and boron removal in Ashkelon desalination plant. IDE Technologies Ltd.

Le Roux, M. Investigation of Marine Components of Large Direct Seawater. University of Stellenbosch, Department of Civil Engineering, 2010.

Lenntech website – www.lenntech.com

M. Wilf. Fundamentals of RO–NF technology. International Conference on Desalination Costing, Limassol, 2004.

M. Wilf. The guidebook to membrane desalination technology. Balaban Desalination, 2007.

Maas E.V. Crops salt tolerance; in “Salinity assessment and management”. ASCE, 1990.

MacHarg J., Truby R. West Coast researchers seek to demonstrate SWRO affordability, *Desalination & Water Reuse Q.*, 14 (2004) 1–18.

Medina J.A. 20 years Evolution of Desalination Costs in Spain, International Conference on Desalination Costing, Limassol, 2004

Millero F.J. Thermodynamics of the carbon dioxide system in the oceans. *Geochim. Cosmochim. Acta* 59 (1995) 661 – 677.

Mirza S. Reduction of energy consumption in process plant using nanofiltration and reverse osmosis. *Desalination* 224 (2008) 132 – 142.

Moch I. Advanced high efficiency energy recovery. International Desalination Association World Congress in Bahrein, 2002.

MWH. Trussel R., Hand D. Water treatment, principles and design. Wiley, 2005.

Nadav N., Priel M., Glueckstern P. Boron removal from the permeate of a large SWRO plant Eliat. *Desalination* (2005) 121 – 129.

NHMRC (National Health and Medical Research Council. Australian drinking water guidelines. 2009.

Niepelt A. Desalination brine discharge modelling: Coupling of Hydrodynamic Models for Brine Discharge Analysis. MWDD, 2008.

Nurizzo C. Dispense del corso *Trattamento Acque di Approvvigionamento*. Politecnico di Milano, Giugno 2010.

Oo M. H., Song L. Effect of pH and ionic strength on boron removal by RO membranes. *Desalination* (2009) 605 – 612.

Oren S., Birnhack L., Lehman O., Lahav O. Development of an additional step to current CO₂-based aCO₃(s) dissolution post-treatment processes for costeffective Mg²⁺ supply to desalinated water, *Chemical Engineering Journal* 160 (1) (2010) 48–56.

Pankratz, T. An Overview Of Seawater Intake Facilities for Seawater Desalination. Texas Water, 2006.

Peñat B., García-Rodríguez L. Retrofitting assessment of the Lanzarote IV seawater reverse osmosis desalination plant. *Desalination* 266 (2011) 244 – 255.

Peñat B., García-Rodríguez L. Reverse Osmosis hybrid inter-stage design: a comparative performance assessment. *Desalination* 281 (2011) 354 – 365.

- Petry M. The El Choloso (Chile) Reverse Osmosis plant. *Desalination* 203 (2007) 141 – 152.
- Redondo J., Lomax I. Experiences with pretreatment of raw water with high fouling potential for reverse osmosis plant using FILMTEC™, membranes. *Desalination*, 110 (1997) 167–182.
- Redondo J., Busch M., De-Witte J.P. Boron removal from seawater using FILMTEC™ high rejection SWRO membranes. *Desalination* 156 (2003) 229 – 238.
- Republic of Korea – Ministry of the environment. Management of drinking water quality, 2009.
- Reynolds T., Maley M. Desalination intake approaches: open ocean intake vs. subsurface. Monterey Bay Water Works Association, 2008.
- Saeed M.O. Effect of dechlorination point location and residual chlorine on biofouling in a seawater reverse osmosis plant. *Desalination* 143 (2002) 229 – 235.
- SASO (Saudi Arabian Standard Organization). Unbottled drinking water. 2000
- Sauvet-Goichon B. Ashkelon desalination plant – A successful challenge. *Desalination* 203 (2007) 75 – 81.
- Schneider B. Selection, operation and control of a work exchanger energy recovery system based on the Singapore project. *Desalination* 184 (2005) 197 – 210.
- SFBCCDC. Desalination and San Francisco Bay conservation and development commission, 2005.
- Shlesinger N., Birnhack L., Lahav, O., A cost effective method for improving the quality of inland desalinated brackish water destined for agricultural irrigation. *Desalination*, 262 (2010) 152 – 160.
- Spiegler K., and Kedem O. Thermodynamics of Hyperfiltration (Reverse Osmosis): Criteria for efficient Membranes, *Desalination*, 1 (1966) 311.
- Stover R. Development of a fourth generation energy recovery device. A 'CTO's Notebook'. *Desalination* 165 (2004) 313 – 321.
- Stover R. Energy recovery device performance analysis. *Water Middle East* 2005.
- Stover R., Blanco B. Energy recovery devices in Reverse Osmosis. 2006.
- Stover R. SWRO process simulator. *Desalination* 221 (2008) 126 – 135.
- Stover R. Retrofits to improve desalination plants. 2009.
- Sung L.K., Morris K.E., Taylor J.S.. Predicting colloidal fouling. *Desalination Water Reuse*, 4 (1994) 38–42.
- Taub M. The World's largest SWRO desalination plant – 15 months of operational experience. IDA Technologies Ltd, 2006.
- Toray – Technical Manual. www.toraywater.com
- U.S. EPA. Drinking water health advisory for boron, 2008.
- Valade, M.T., Becker, W.B., Edzwald, J.K., 2009. Treatment selection guidelines for particle and NOM removal. *Journal of Water Supply: Research and Technology – Aqua* 58 (6), 424–432.

- Van't Reit K., Bruijn W., Smith J. Real and Pseudo Turbulence in the Discharge Stream from a Rushton turbine. Chem. Eng. Sci. 31 (1976), 407 – 412.
- Voutchkov N. Considerations for selection of seawater filtration pretreatment system. Desalination 261 (2010) 354 – 364.
- Voutchkov N. Overview of seawater concentrate disposal alternatives. Desalination 273 (2011) 205 – 219.
- Voutchkov N. Remineralisation of desalinated water. BCEE 2011.
- Vrouwenvelder J.S., van der Kooij D. Diagnosis, prediction and prevention of biofouling of NF and RO membranes, Desalination, 139, 65 (2001).
- Williams, M. A Review of Reverse Osmosis Theory. EET corporation and William Engineering Services Company, Inc. 2003
- Withers A. Options for recarbonation, remineralisation and disinfection for desalination plants. Desalination 179 (2005) 11 – 24.
- Wolf P.H., Siverns S., Monti S. The new generation for reliable Ro pre-treatment. International Conference of Dealination Costing, Limassol, 2004.
- Wolf P.H., Siverns S., Monti S. UF membranes for RO desalination pretreatment. Desalination 182 (2005) 293 – 300.
- World Health Organization. Guidelines for drinking water quality 2nd Edition, 1993.
- World Health Organization. Guidelines for drinking water quality. Addendum to Vol.1 2nd Edition, 1998.
- World Health Organization. Boron in drinking water, 2009.
- World Health Organization. Guidelines for drinking water quality. 4th Edition, 2011.
- Woods W. An introduction to boron: history, uses, sources and chemistry. Environ. Health Perspect. 102 (1994) 5.
- Yiantsios S.G., Sioutopoulos D., Karabelas A.J. Colloidal fouling of RO membranes : an overview of key issues and efforts to develop improved prediction techniques, Desalination, 183 (2005) 257–272.