



TESIS DOCTORAL

Diseño de sistemas de desalación de aguas salobres por ósmosis inversa

Alejandro Ruiz García

Programa de doctorado:
Sistemas Inteligentes y Aplicaciones Numéricas en Ingeniería
Instituto Universitario SIANI

Director: Dr. Ignacio de la Nuez Pestana

Las Palmas de Gran Canaria - Enero 2017

Agradecimientos

Mis agradecimientos a toda esa gente, que a pesar de no estar implicada directamente con este trabajo, me ayudó a realizar esta tesis doctoral. A mis padres y hermana, por el apoyo que me han prestado en todo momento para lograr terminar este trabajo, pero sobre todo a mi padre, por los valores y conocimientos que me transmitió, por su inspiración, consejos, aliento, y por haber estado siempre apoyándome para alcanzar mis objetivos.

A la Fundación Universitaria de Las Palmas de Gran Canaria por la concesión de una beca INNOVA para la realización de esta tesis doctoral.

Al Dr. D. Ignacio de la Nuez Pestana, mi director de tesis, por la dedicación que me ha prestado y la ayuda que me ha proporcionado para hacer realidad el trabajo que aquí presento.

A mis compañeros de grupo y de escuela, por sus ánimos y alientos durante la elaboración de este trabajo. Y en especial a Juan Ortega Saavedra, por sus consejos y ayuda para superar los momentos más difíciles durante este periodo.

Las Palmas de Gran Canaria, Enero 2017
Alejandro Ruiz García

Resumen

En la presente tesis se ha desarrollado un algoritmo de diseño para sistemas de ósmosis inversa de aguas salobres. Dicha herramienta computacional permite al usuario o diseñador, tener una mayor flexibilidad en cuanto a los parámetros de diseño que los programas comerciales de los fabricantes de membranas no ofrece. Además permite conocer diversas soluciones óptimas de forma directa, dependiendo de las distintas necesidades y restricciones establecidas. Dicho algoritmo estaría disponible para ser descargado desde página web, al igual que ocurre con los programas de los fabricantes de membranas. Esto permitiría el intercambio de información, de experiencias prácticas, dando la posibilidad de ampliar la base de datos de elementos de membrana, del mismo fabricante y de otros.

Se han considerado elementos de membrana de arrollamiento en espiral, por ser los más extendidos. El algoritmo permite configuraciones de hasta tres etapas con o sin bombeos intermedios. Además da la posibilidad al diseñador de establecer sus propias restricciones o márgenes de seguridad, no teniéndose que ver forzado a considerar únicamente las establecidas por el fabricante.

Primeramente se introducen los datos de entrada requeridos por el programa, en donde se incluyen las condiciones de contorno. Posteriormente el programa proporciona una variedad de configuraciones posibles que satisfacen dichas condiciones. Estas posibles soluciones se muestran en forma de tabla en una interfaz gráfica que permite al usuario establecer ordenaciones multi-filtro sobre los parámetros de operación de los sistemas de ósmosis inversa. Se llevaron a cabo varias simulaciones con el fin de comparar los resultados del programa con los puntos de funcionamiento iniciales de varias plantas instaladas en la isla de Gran Canaria. Los resultados mostraron un mayor acercamiento al punto de funcionamiento real que el programa del fabricante.

Y finalmente, una vez elegido el sistema de ósmosis inversa, el programa



lanza un estimativo de cual va a ser el rendimiento de dicho sistema en un largo periodo de operación considerado, corroborado con datos experimentales recogidos a lo largo de 80.000 horas de operación de una planta desaladora de agua salobre por ósmosis inversa. También se ha llevado a cabo la autopsia de las membranas de dicha instalación, a fin de conocer cuales fueron los agentes ensuciantes responsables del decaimiento del sistema de OI.

Abstract

In this thesis we have developed a design procedure for brackish water reverse osmosis desalination systems. Such computational tool allows the user or designer, have greater flexibility in the design parameters, that commercial tools provided by membrane manufacturers do not offer. It reveals different optimal solutions, depending on the different needs and set restrictions.

It was considered spiral wound elements, since they are the most utilized. The algorithm allows configurations of up to three stages with or without intermediate pumping. It also provides the possibility to the designer to set their own restrictions or safety margins, not having to be forced to consider only those established by the manufacturer.

Once the input data required by the program are introduced, the program provides a variety of possible arrangements that meets those conditions. These possible solutions are shown in tabular form in a graphical interface that allows the user to set multfilter management on the operation parameters of reverse osmosis systems. They were carried out various simulations in order to compare the results of the program with initial operating points of few installed plants in the island of Gran Canaria. The results showed to be closer than the program provided by the manufacturer.

Finally, once the reverse osmosis system is selected, the program launches an estimation of what will be the performance of the system over a considered long period of operation. The predictive model was checked with the experimental data collected over 80,000 hours of operation of a brackish water reverse osmosis desalination plant. An autopsy of the membrane elements was carried out to elucidate the foulant agents responsables of the performance decay of the RO system.

Índice general

Lista de figuras	13
Lista de tablas	15
Nomenclatura	19
1. Introducción y objetivos	23
1.1. Introducción	23
1.2. Objetivos y estructura de la tesis	24
2. Fundamentos de la ósmosis inversa	27
2.1. Introducción	27
2.2. Términos básicos y definiciones	29
2.2.1. Caudales	29
2.2.2. Recuperación	29
2.2.3. Rechazo y paso de sales	29
2.2.4. Polarización por concentración	31
2.2.4.1. Factor de polarización por concentración	33
2.2.4.2. Coeficiente de transferencia de masa	33
2.2.5. Pérdidas de presión en elementos de ósmosis inversa	35
2.2.6. Ensuciamiento	36
2.2.6.1. Especies inorgánicas	38
2.2.6.2. Materia coloidal	39
2.2.6.3. Índices de ensuciamiento coloidal	39
2.2.6.4. Adsorción de especies orgánicas	41
2.2.6.5. Ensuciamiento biológico	42
2.3. Modelos de transporte	44
2.3.1. Modelo de solución-Difusión	45
2.3.2. Modelo de solución-Difusión imperfecto	45
2.3.3. Modelo de poro fino	46
2.3.4. Modelo de absorción preferencial	46



2.3.5. Modelo basado en la termodinámica de los procesos irreversibles	47
3. Diseño de sistemas de ósmosis inversa	49
3.1. Introducción	49
3.2. Ensuciamiento	49
3.2.1. Modelo predictivo de rendimiento para sistemas de ósmosis inversa	50
3.2.1.1. Modelos existentes	51
3.2.1.2. Modelo propuesto	52
3.2.1.3. Identificación de parámetros	53
3.2.2. Autopsia de membranas	54
3.3. Algoritmos de diseño	55
4. Algoritmo propuesto para el diseño de sistemas de ósmosis inversa	61
4.1. Introducción	61
4.2. Recuperación máxima de flujo	62
4.2.1. Sílice	63
4.2.2. Carbonato de calcio	66
4.2.2.1. Índice de saturación de Langelier	66
4.2.2.2. Índice de saturación de Stiff y Davis	67
4.2.3. Sulfato de calcio	68
4.2.4. Sulfato de bario	69
4.2.5. Sulfato de estroncio	69
4.2.6. Fluoruro de calcio	70
4.3. Restricciones	70
4.4. Configuraciones de sistemas de ósmosis inversa considerados	71
4.5. Ecuaciones utilizadas para el transporte de agua y soluto en membranas de arrollamiento en espiral	73
4.6. Post-procesado. Análisis de resultados y elección del sistema de ósmosis inversa	76
5. Ajuste y validación	79
5.1. Introducción	79
5.2. Descripción y toma de datos de la planta	80
5.3. Datos de operación	81
5.4. Procedimiento de normalización	83
5.5. Datos normalizados e índices de saturación	87
5.6. Diseño de sistemas de ósmosis inversa para agua salobre	88
5.7. Modelo predictivo de rendimiento para sistemas de ósmosis inversa	97



5.8. Autopsia de membranas	101
6. Conclusiones y líneas futuras	111
6.1. Conclusiones	111
6.2. Líneas futuras	112
7. Artículos científicos y difusión de resultados	113
7.1. Contribuciones en revistas indexadas (ISI-JCR)	113
7.2. Contribuciones en congresos internacionales	115
A. Composiciones inorgánicas de las aguas de alimentación y producto	119
B. Datos de operación, normalización, LSI y S&DSI	153

Índice de figuras

2.1. Celda dividida por una membrana semipermeable. Estado inicial.	28
2.2. Celda en equilibrio de concentraciones.	28
2.3. Proceso de OI.	29
2.4. Polarización por concentración [1].	31
2.5. Polarización por concentración - Perfil de concentraciones en estado estacionario.	32
2.6. Características geométricas de un espaciador [2].	35
3.1. Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado de acuerdo con las correlaciones en la literatura [3,4] (Eqs. (3.1) y (3.2)) para un periodo de operación de 500 días. . . .	52
3.2. Representación esquemática de las dos etapas en el decremento de A_n . (I) Decaimiento inicial, más pronunciado debido a la compactación y ensuciamiento irreversible;(II) Decaimiento más progresivo debido principalmente al ensuciamiento irreversible.	53
4.1. Esquema general para el cálculo del sistema de OI.	62
4.2. Procedimiento para la determinación de la recuperación máxima.	64
4.3. Parámetro K [5].	68
4.4. Cálculo de las etapas del sistema de OI.	72
4.5. Configuraciones de sistemas de OI considerados.	72
4.6. Cálculo de los parámetros de los elementos de OI.	76
5.1. Diagrama de flujos de la planta.	82
5.2. Conductividad del agua de alimentación.	83
5.3. Presión de alimentación.	84
5.4. Caídas de presión en las dos etapas.	84
5.5. Recuperación de flujo.	85
5.6. Conductividad del permeado.	85



5.7. Flujo de permeado normalizado.	87
5.8. Rechazo de sales normalizado.	88
5.9. Presión neta transmembrana promedio.	88
5.10. Valores reales y teóricos del LSI.	89
5.11. Valores reales y teóricos del S& DSI.	89
5.12. Planta desaladora caso práctico 2.	91
5.13. Planta desaladora caso práctico 3.	92
5.14. Planta desaladora caso práctico 4.	94
5.15. Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo de Wilf y col. [4].	98
5.16. Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo Abbas y col. [3]	98
5.17. Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo propuesto.	99
5.18. Comparación del modelo propuesto para los tres escenarios (post-LQ, promedio and pre-LQ), donde Exp-I and Exp-II son las funciones exponenciales de las etapas I y II respecti- vamente.	100
5.19. Fotos exteriores del primer elemento de la primera etapa. . .	102
5.20. Fotos exteriores del sexto elemento de la primera etapa. . . .	102
5.21. Fotos exteriores del sexto elemento de la segunda etapa. . . .	103
5.22. Test cualitativo de HCl para la determinación de bicarbonatos.	104
5.23. Test cualitativo para la determinación de hierro.	104
5.24. SEM-EDX del primer elemento de la primera etapa.	105
5.25. SEM-EDX del último elemento de la primera etapa.	106
5.26. SEM-EDX del primer elemento de la segunda etapa.	107
5.27. SEM-EDX del último elemento de la segunda etapa (Entrada al elemento).	108
5.28. SEM-EDX del último elemento de la segunda etapa (Salida del elemento).	109

Índice de tablas

2.1. Expresiones de Sh en función de la geometría del espaciador, Re y Sc [2].	34
2.2. Expresiones de $\Delta p/\Delta L$ en función de la geometría del espaciador y Re [6].	36
2.3. Guía de calidades del agua para minimizar el ensuciamiento en membranas de OI.	37
2.4. Materia coloidal en aguas naturales [7].	40
4.1. Restricciones del fabricante.	71
5.1. Composición inorgánica del agua de alimentación a lo largo del periodo de operación de la planta.	82
5.2. Caso práctico 1.	90
5.3. Composición inorgánica de la planta 2.	91
5.4. Caso práctico 2.	92
5.5. Composición inorgánica de la planta 3.	93
5.6. Caso práctico 3.	93
5.7. Composición inorgánica de la planta 4.	94
5.8. Caso práctico 4.	95
5.9. Sistemas alternativos de OI para la planta 1.	95
5.10. Sistemas alternativos de OI para la planta 2.	95
5.11. Sistemas alternativos de OI para la planta 3.	96
5.12. Sistemas alternativos de OI para la planta 4.	96
5.13. Parámetros calculados para cada modelo.	97
5.14. Desviación estándar.	99
A.1. Análisis de la muestra 1.	120
A.2. Análisis de la muestra 2.	120
A.3. Análisis de la muestra 3.	121
A.4. Análisis de la muestra 4.	121
A.5. Análisis de la muestra 5.	122
A.6. Análisis de la muestra 6.	122



A.7. Análisis de la muestra 7.	123
A.8. Análisis de la muestra 8.	123
A.9. Análisis de la muestra 9.	124
A.10. Análisis de la muestra 10.	124
A.11. Análisis de la muestra 11.	125
A.12. Análisis de la muestra 12.	125
A.13. Análisis de la muestra 13.	126
A.14. Análisis de la muestra 14.	126
A.15. Análisis de la muestra 15.	127
A.16. Análisis de la muestra 16.	127
A.17. Análisis de la muestra 17.	128
A.18. Análisis de la muestra 18.	128
A.19. Análisis de la muestra 19.	129
A.20. Análisis de la muestra 20.	129
A.21. Análisis de la muestra 21.	130
A.22. Análisis de la muestra 22.	130
A.23. Análisis de la muestra 23.	131
A.24. Análisis de la muestra 24.	131
A.25. Análisis de la muestra 25.	132
A.26. Análisis de la muestra 26.	132
A.27. Análisis de la muestra 27.	133
A.28. Análisis de la muestra 28.	133
A.29. Análisis de la muestra 29.	134
A.30. Análisis de la muestra 30.	134
A.31. Análisis de la muestra 31.	135
A.32. Análisis de la muestra 32.	135
A.33. Análisis de la muestra 33.	136
A.34. Análisis de la muestra 34.	136
A.35. Análisis de la muestra 35.	137
A.36. Análisis de la muestra 36.	137
A.37. Análisis de la muestra 37.	138
A.38. Análisis de la muestra 38.	138
A.39. Análisis de la muestra 39.	139
A.40. Análisis de la muestra 40.	139
A.41. Análisis de la muestra 41.	140
A.42. Análisis de la muestra 42.	140
A.43. Análisis de la muestra 43.	141
A.44. Análisis de la muestra 44.	141
A.45. Análisis de la muestra 45.	142
A.46. Análisis de la muestra 46.	142
A.47. Análisis de la muestra 47.	143
A.48. Análisis de la muestra 48.	143



A.49.Análisis de la muestra 49.	144
A.50.Análisis de la muestra 50.	144
A.51.Análisis de la muestra 51.	145
A.52.Análisis de la muestra 52.	145
A.53.Análisis de la muestra 53.	146
A.54.Análisis de la muestra 54.	146
A.55.Análisis de la muestra 55.	147
A.56.Análisis de la muestra 56.	147
A.57.Análisis de la muestra 57.	148
A.58.Análisis de la muestra 58.	148
A.59.Análisis de la muestra 59.	149
A.60.Análisis de la muestra 60.	149
A.61.Análisis de la muestra 61.	150
A.62.Análisis de la muestra 62.	150
A.63.Análisis de la muestra 63.	151
A.64.Análisis de la muestra 64.	151
A.65.Análisis de la muestra 65.	152
B.1. Datos de operación de la planta.	154
B.2. <i>SDI</i> , pH y antiincrustante de las muestras.	162
B.3. Normalización.	165
B.13. <i>LSI</i> real.	174
B.14. <i>LSI</i> teórico.	178
B.15. <i>S&DSI</i> real.	187
B.16. <i>S&DSI</i> teórico.	191

Nomenclatura

<i>A</i>	—	Coefficiente de permeabilidad al agua ($\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{d}^{-1} \text{kg}^{-1} \text{cm}^2$).
<i>B</i>	—	Coefficiente de permeabilidad a las sales (m d^{-1}).
<i>C</i>	—	Concentración (mg l^{-1}).
C_{pH}	—	Factor de corrección por pH.
CTB	—	Contenido total bacteriano.
DP	—	Depósito de presión.
<i>FC</i>	—	Factor de conversión.
<i>FF</i>	—	Factor de flujo.
<i>FI</i>	—	Fuerza iónica.
<i>FP</i>	—	Factor de polarización.
<i>FCT</i>	—	Factor de corrección por temperatura.
<i>J</i>	—	Flujo por unidad de superficie ($\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{d}$).
<i>K</i>	—	Parámetro del índice de saturación de Stiff y Davis.
K_{sp}	—	Producto de solubilidad.
<i>k</i>	—	Coefficiente de transferencia de masa.
k_{fp}	—	Potencial ensuciante agua de alimentación.
LQ	—	Limpieza química.
<i>LSI</i>	—	Índice de saturación de Langelier.
<i>m</i>	—	Concentración molal (mol kg^{-1}).
MF	—	Microfiltración.
<i>MFI</i>	—	Índice de ensuciamiento modificado.
MON	—	Materia orgánica natural.
NF	—	Nanofiltración (mol kg^{-1}).
OI	—	Ósmosis inversa.
<i>P</i>	—	Paso a través de la membrana (%).
<i>p</i>	—	Presión (kg cm^{-2}).
$p - [\text{Ca}^{2+}]_{\text{r-CaCO}_3}$	—	Parámetro de saturación del CaCO_3 en el rechazo.
$p - [\text{HCO}_3^-]_{\text{r-CaCO}_3}$	—	Parámetro de saturación del CaCO_3 en el rechazo.
<i>pH_s</i>	—	pH de saturación.
<i>PI</i>	—	Producto iónico.



PM	—	Peso molecular.
PNT	—	Presión neta transmembrana (kg cm^{-2}).
Q	—	Caudal ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$).
R	—	Recuperación de flujo (%).
$\mathfrak{R}_{\text{int}}$	—	Retención intrínseca.
Re	—	Número de Reynolds.
S	—	Superficie (m^2).
Sc	—	Número de Schmidt.
SDI	—	Índice de sedimento ó atascamiento.
SEC	—	Consumo específico de energía (kW h m^{-3}).
Sh	—	Número de Sherwood.
$S\&DSI$	—	Índice de saturación de Stiff y Davis.
STD	—	Sólidos totales disueltos (mg l^{-1}).
T	—	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$).
t	—	time.
Y	—	Recuperación de flujo en tanto por uno.
z	—	Carga iónica.

Letras griegas

η	—	Viscosidad dinámica ($\text{kg m}^{-1} \text{s}$).
λ	—	Factor de fricción.
π	—	Presión osmótica (kg cm^{-2}).
ρ	—	Densidad (kg m^{-3}).
Δp	—	Caída de presión (kg cm^{-2}).
$\Delta\pi$	—	Caída de presión osmótica (kg cm^{-2}).
ΔC	—	Caída de concentración (mg l^{-1}).

Subíndices

a	—	Alimentación.
i	—	Elemento i.
j	—	Ión j.
m	—	Membrana.
max	—	Máximo.
min	—	Mínimo.
p	—	Permeado o producto.
r	—	Rechazo.
s	—	Soluto ó sal.



w — agua.

Capítulo 1

Introducción y objetivos

1.1. Introducción

La desalación de agua de mar y de agua salobre se ha convertido en una importante vía para resolver los problemas de suministro de agua "dulce", mas allá de lo que se puede obtener del ciclo hidrológico para aliviar el problema mundial de escasez [8,9]. Entre las tecnologías de desalación actuales, la ósmosis inversa (OI) se considera la más eficiente desde el punto de vista energético, y es la tecnología de referencia respecto a otras [9]. La tendencia a nivel global es aumentar la desalación por OI, en la actualidad, el 80 % de las plantas desaladoras instaladas utilizan dicha tecnología [10].

La OI es un proceso de elevada intensidad energética, generando impedimentos al uso de esta tecnología, incluso en regiones donde los recursos de agua "dulce" son escasos. Por lo tanto, para obtener un producto más asequible y sostenible es necesario reducir al mínimo el consumo energético. Sin embargo, ha habido una mejora continua del proceso, que se ha traducido en una reducción de los costes de producción. Estos avances incluyen el desarrollo de nuevos materiales empleados en las membranas [11], mejoras en el diseño de los módulos [12, 13], implementación de sistemas de recuperación de energía. Todas estas mejoras se han traducido en una reducción del consumo energético [14–16].

En la isla de Gran Canaria, la capacidad de producción instalada de agua desalada es de 135,6 hm³/año aproximadamente (2008) [17], de los cuales dependen el sector agrícola, turístico e industrial. Dentro de la OI, la desalación de agua salobre es más eficiente que la de agua de mar, debido a la diferencia de concentración de sales [10]. En la misma isla, la capacidad total de desalación de agua salobre es de 31,6 hm³/año (86.441 m³/día),



procedente de un total de 118 desaladoras aproximadamente, de las cuales unas 90 utilizan la tecnología de OI [17]. Por tanto, el diseño óptimo de sistemas de OI, las condiciones de operación adecuadas, y cualquier avance en este campo, juegan un papel importante en la viabilidad económica de este tipo de instalaciones.

1.2. Objetivos y estructura de la tesis

Con esta tesis titulada, "Diseño de sistemas de desalación de agua salobre por ósmosis inversa", y sobre la base de la información experimental de que se ha dispuesto, el autor ha pretendido conseguir los siguientes objetivos:

- Desarrollo de un programa de diseño de sistemas de ósmosis inversa que presente ventajas respecto a los programas de los fabricantes de membranas.
- Elaboración de un modelo predictivo que permita estimar el rendimiento de sistemas de ósmosis inversa bajo condiciones similares.
- Análisis de los datos de 10 años de operación continua de una planta desaladora de agua salobre por ósmosis inversa. Toma de datos y normalización de los mismos.
- Validación del programa diseñado mediante resultados experimentales en un conjunto de instalaciones reales.
- Contrastar la información del decaimiento en el rendimiento del sistema de OI con la autopsia de las membranas utilizadas en la planta.

A continuación se expone la estructura de esta tesis; se comienza en el capítulo 2 por describir brevemente los fundamentos teóricos de la ósmosis inversa, incluyendo los parámetros importantes y ecuaciones de diseño. En el capítulo 3 se incluye un estado del arte de la implicación del ensuciamiento en el diseño y operación de sistemas de OI, así como de los algoritmos de diseño de este tipo de sistemas y de los modelos predictivos del rendimiento. Posteriormente, en el capítulo 4 se describe el algoritmo propuesto para el diseño de sistemas de OI. La descripción de la planta, toma de datos experimentales, su normalización y los ajustes y validaciones se muestran en el capítulo 5, llevando a cabo comparativas con casos reales de plantas desaladoras de agua salobre por OI construidas y puestas en operación en la isla de Gran Canaria. El capítulo 6 corresponde a las conclusiones e investigaciones futuras. Los artículos científicos y difusión de resultados en



congresos se han agrupado en el capítulo 8. Finalmente, una serie de dos apéndices, mostrándose en el primero (A) los análisis del agua de alimentación y agua producto. En el segundo apéndice (B) se muestran los datos de operación y determinación de algunos índices de saturación teóricos y reales.

Capítulo 2

Fundamentos de la ósmosis inversa

2.1. Introducción

La OI puede definirse como un proceso de desmineralización, que se basa en el uso de membranas semipermeables para separar sólidos totales disueltos (*STD*) de un líquido. La membrana semipermeable permite el paso del líquido y de algunos iones, reteniendo los demás. Aunque se pueden usar muchos líquidos, la principal aplicación de la OI es la separación de iones del agua.

La ósmosis es un proceso natural, donde el agua fluye a través de una membrana semipermeable desde una solución con baja concentración de *STD* a una solución con alta concentración de *STD*. La Figura 2.1 muestra una celda dividida por una membrana semipermeable. Esta membrana permite el paso de agua y algunos iones, siendo impermeable al resto. Uno de los compartimentos de la celda tiene una solución con alta concentración de *STD*, y el otro una solución con baja concentración de *STD*. La ósmosis es un proceso natural, para su explicación consideraremos soluciones acuosas. Teniendo en cuenta los dos compartimentos de la Figura 2.1, separados por una membrana semipermeable, permeable al agua pero no a los *STD*, el agua se traslada desde compartimento con baja concentración hasta el compartimento con alta concentración, hasta igualar las concentraciones de *STD* en ambas partes de la celda. En la Figura 2.2 se muestra como el compartimento que tenía la concentración más alta, tiene un nivel un agua más elevado que el otro compartimento. Esta diferencia de altura entre los dos compartimentos corresponde a la diferencia de presión osmótica ($\Delta\pi$) entre ambas soluciones iniciales. La presión osmótica es función de la con-



centración de *STD*.

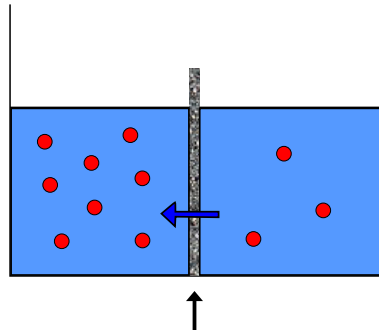


Figura 2.1: Celda dividida por una membrana semipermeable. Estado inicial.

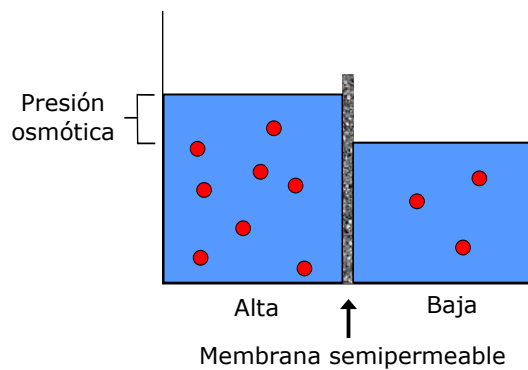


Figura 2.2: Celda en equilibrio de concentraciones.

La OI es un proceso en el cual se aplica una presión superior a $\Delta\pi$. Dicha presión se ejerce en el lado de la solución de alta concentración (Figura 2.3), forzando al agua a pasar a través de la membrana en dirección inversa a la ósmosis. De esta manera, el agua relativamente pura pasa a través de la membrana al compartimento de baja concentración, mientras las sales quedan retenidas en cada compartimento.

Debido a la resistencia que añade la membrana al paso del agua, las presiones que se requieren para el proceso de OI son significativamente más altas que $\Delta\pi$.

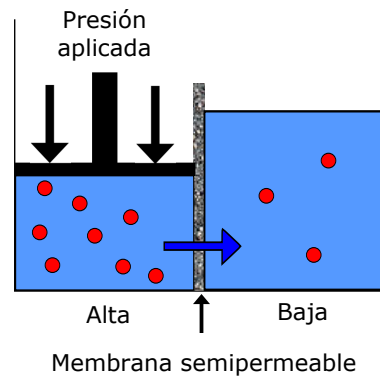


Figura 2.3: Proceso de OI.

2.2. Términos básicos y definiciones

2.2.1. Caudales

El caudal de agua de alimentación (Q_a), es el agua de suministro a la planta desaladora y al sistema de pre-tratamiento. Algunos autores asignan otros nombre como “agua bruta” o “agua de alimentación”. El caudal de agua producto (Q_p) es el agua desalada o producida por la planta en su sistema de tratamiento. La diferencia entre el caudal de alimentación y caudal de agua producto ($Q_a - Q_p$) en el proceso de desalación, recibe el nombre de concentrado o caudal de rechazo (Q_r).

2.2.2. Recuperación

La recuperación (R) es el cociente en tanto por ciento entre el caudal de agua que es “recuperado” como permeado (Q_p) y Q_a . La recuperación es calculada usando la siguiente ecuación:

$$R = \frac{Q_p}{Q_a} 100 \quad (2.1)$$

Generalmente, las recuperaciones de los sistemas de OI están entre un 40 % y un 85 %.

2.2.3. Rechazo y paso de sales

El rechazo de sales (R_s %) indica el porcentaje de sales, que estando en el Q_a , es retenido o rechazado por la membrana. El rechazo de una especie dada se calcula usando la siguiente ecuación:



$$R_s = \frac{C_a - C_p}{C_a} 100 \quad (2.2)$$

Donde C_a es la concentración de una especie en la alimentación y C_p es la concentración de una especie en el producto. El paso de sales (P_s (%)) se determina con la siguiente ecuación:

$$P_s = 100 - R_s \quad (2.3)$$

$$P_s = \frac{C_p}{C_a} 100 \quad (2.4)$$

En un sistema con un 75% de recuperación, si consideramos que la membrana retiene todas las sales, la concentración en la corriente de rechazo sería 4 veces la de la alimentación (No todos los *STD* son retenidos por la membrana, por tanto esto es solo una aproximación). A esto se le llama factor de concentración (*FC*).

La carga iónica del componente juega un papel importante en su rechazo por una membrana de OI. El rechazo de iones multivalentes es generalmente mayor que el de los iones monovalentes, aunque no siempre es así [18]. En adición a la carga iónica, el rechazo de algunas especies se basa en las siguientes características [19]:

- Grado de disociación: en general, cuanto mayor sea el grado de disociación, mayor será el rechazo. Los ácidos débiles presentan rechazos mas altos a pH mas altos [20].
- Peso molecular: en general, a mayor peso molecular, mayor rechazo [21]. El rechazo del calcio es marginalmente mayor que el del magnesio.
- Polaridad: en general, a mayor polaridad, menor rechazo. Los compuestos orgánicos presentan rechazos más altos que el agua [22].
- Grado de hidratación [20]: en general, a mayor grado de hidratación, mayor rechazo. Los cloruros presentan rechazos más altos que los nitratos.
- Grado de ramificación molecular [23]: en general, cuantas mas ramificaciones, mayor rechazo. El isopropanol presenta mayores rechazos que el n-propanol.



2.2.4. Polarización por concentración

En su manera más simple, el perfil de velocidades en una membrana se asemeja al perfil en una tubería [24]. La solución de la corriente de alimentación es convectiva, tanto de forma paralela como perpendicular, ya que hay flujo a través de la membrana. Mientras que alejándose de la membrana el flujo es difusivo. Como la difusión es mas lenta que la convección, los solutos rechazados tienden a acumularse sobre la superficie de la membrana y en la capa límite. Por tanto la concentración de solutos sobre la superficie de la membrana (C_m) es mayor que en la corriente de alimentación (C_a). Este fenómeno se muestra en la Figura 2.4.

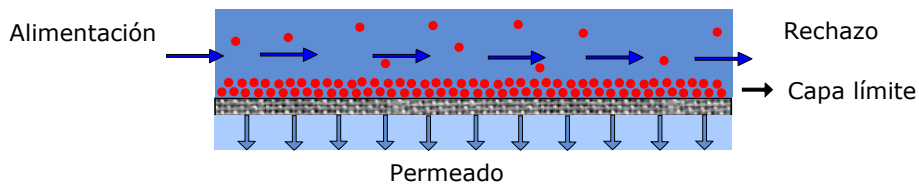


Figura 2.4: Polarización por concentración [1].

El fenómeno de polarización por concentración tiene un efecto negativo sobre el rendimiento de una membrana de OI. Actúa de tres formas: primero, como resistencia hidráulica al flujo de agua a través de la membrana; segundo, se acumulan solutos sobre la superficie de la membrana aumentando la presión osmótica en la capa límite; tercero, al ser la concentración más alta sobre la superficie de la membrana que en la corriente de alimentación, el paso de solutos será mayor que si la concentración fuera la de la corriente de alimentación.

En estado estacionario, el transporte convectivo de solutos hacia la membrana es igual a la suma del soluto permeado más el transporte retrodifusivo del soluto (Figura 2.5):

$$J \cdot C_p = D \cdot \frac{dC}{dx} + J \cdot C \quad (2.5)$$

Donde J es el flujo, D el coeficiente de difusión y δ el espesor de la capa límite. Teniendo como condiciones de contorno: cuando $x = 0$, $C = C_m$, y cuando $x = \delta$, $C = C_a$. Después de integrar la Ecuación 2.5 y aplicando dichas condiciones:

$$\ln \left(\frac{C_m - C_p}{C_a - C_p} \right) = \frac{J \cdot \delta}{D} \quad (2.6)$$

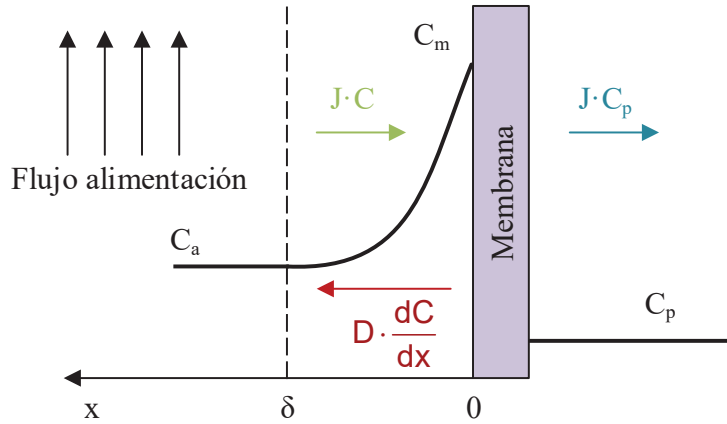


Figura 2.5: Polarización por concentración - Perfil de concentraciones en estado estacionario.

Reagrupando:

$$\frac{C_m - C_p}{C_a - C_p} = e^{\frac{J \cdot \delta}{D}} \quad (2.7)$$

El ratio entre el D y δ se denomina coeficiente de transferencia de masa (k):

$$k = \frac{D}{\delta} \quad (2.8)$$

La retención intrínseca ($\mathfrak{R}_{\text{int}}$) de una membrana es la diferencia entre C_m y C_p :

$$\mathfrak{R}_{\text{int}} = 1 - \frac{C_p}{C_m} \quad (2.9)$$

Operando con la Ecuaciones 2.7 y 2.9 tenemos:

$$\frac{C_m}{C_a} = \frac{e^{\frac{J}{k}}}{\mathfrak{R}_{\text{int}} + (1 - \mathfrak{R}_{\text{int}}) \cdot e^{\frac{J}{k}}} \quad (2.10)$$

El ratio entre C_a y C_m se denomina Factor de polarización por concentración (FP). Generalmente, cuanto mayor es este factor, existirá mayor tendencia al ensuciamiento y a las incrustaciones en la membrana, ya que implica una mayor diferencia entre ambas concentraciones. Cuando el soluto es completamente rechazado por la membrana ($\mathfrak{R}_{\text{int}} = 1$ y $C_p = 0$) la Ecuación 2.10 se simplifica:



$$\frac{C_m}{C_a} = e^{\frac{J}{k}} \quad (2.11)$$

2.2.4.1. Factor de polarización por concentración

El FP puede ser calculado con la siguiente ecuación:

$$FP = \frac{C_m}{C_a} = e^{\frac{J}{k}} \quad (2.12)$$

En la práctica, esta fórmula es simplificada [25]:

$$FP = \beta \cdot e^{\frac{Q_p}{Q_{a-med}}} \quad (2.13)$$

Donde β es una constante de proporcionalidad que depende de la geometría del elemento. Esta simplificación está justificada por dos hechos: a) Q_p es proporcional a J y b) Q_{a-med} es el caudal de alimentación promedio, que es proporcional a k , y k está relacionado con la velocidad de flujo cruzado (ν).

Usando la media aritmética entre el flujo de alimentación y de rechazo como flujo medio, el FP se expresa como función de la recuperación de flujo del elemento de membrana (R_i):

$$FP = \beta \cdot e^{\frac{2 \cdot R_i}{2 - R_i}} \quad (2.14)$$

Un valor de 1,2 para el FP , es el límite recomendado por Hydranautics[®], que corresponde a una recuperación del 18% para un elemento de 40 pulgadas de largo [25]. Dow[®] FilmtecTM [19] aplica para sus elementos de membrana la siguiente ecuación:

$$FP = e^{0,7 \cdot R_i} \quad (2.15)$$

2.2.4.2. Coeficiente de transferencia de masa

El coeficiente (k) está relacionado con el número de Sherwood (Sh):

$$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = a \cdot Re^b \cdot Sc^c \quad (2.16)$$

$$Re = \frac{\rho \cdot \nu \cdot d_h}{\eta} \quad (2.17)$$

$$Sc = \frac{\eta}{\rho \cdot D} \quad (2.18)$$



Donde d_h (m) es el diámetro hidráulico, a , b y c son constantes, Sc el número de Schmidt, ρ (kg m^{-3}) la densidad del agua y η ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$) la viscosidad dinámica.

En el canal del espaciador de alimentación de una membrana de OI de arrollamiento en espiral, Schock y Miquel [26] modelaron el parámetro k , de forma que podría predecirse con la siguiente ecuación:

$$k = 0,065 \frac{D}{d_h} \cdot Re^{0,875} \cdot Sc^{0,25} \quad (2.19)$$

La dinámica de fluidos computacional (DFC) ha mostrado ser una técnica efectiva en el estudio de los campos de flujo y transferencia de masa en canales estrechos y de configuración compleja. Se han llevado a cabo varios estudios de DFC en dos dimensiones [27–31]. Otros autores han realizado estudios de DFC en tres dimensiones, con el fin de investigar el efecto de distintas configuraciones de espaciadores, por ejemplo, la distancia entre espaciadores [2], el ángulo de incidencia entre los espaciadores y la dirección del flujo de entrada [2, 32, 33], y teniendo en cuenta distintas geometrías de mallado [32, 34, 35]. C.P. Koutsou y col. [2] llevaron a cabo un estudio bastante completo, estudiando el efecto de Re y Sc sobre Sh , obteniendo distintas expresiones para distintas geometrías de espaciadores como ya se ha mencionado. Consideraron canales planos con dos capas de filamentos cilíndricos, estos filamentos paralelos entre si y equidistantes, como muestra la Figura 2.6. Todos los filamentos tienen el mismo diámetro (D), la altura del canal (H) es dos veces el diámetro del filamento, la distancia entre filamentos paralelos es L , el ángulo entre filamentos cruzados es β y el ángulo de entrada del flujo de alimentación es α . La Tabla 2.1 muestra las correlaciones obtenidas para distintas configuraciones.

Tabla 2.1: Expresiones de Sh en función de la geometría del espaciador, Re y Sc [2].

	$\beta=90^\circ$	$\beta=105^\circ$	$\beta=120^\circ$
$L/D=6$	$0,14Re^{0,64}Sc^{0,42}$	$0,08Re^{0,715}Sc^{0,48}$	$0,073Re^{0,87}Sc^{0,45}$
$L/D=8$	$0,16Re^{0,605}Sc^{0,42}$	$0,17Re^{0,625}Sc^{0,42}$	$0,12Re^{0,71}Sc^{0,43}$
$L/D=12$	$0,26Re^{0,57}Sc^{0,37}$	$0,17Re^{0,64}Sc^{0,40}$	$0,19Re^{0,645}Sc^{0,38}$

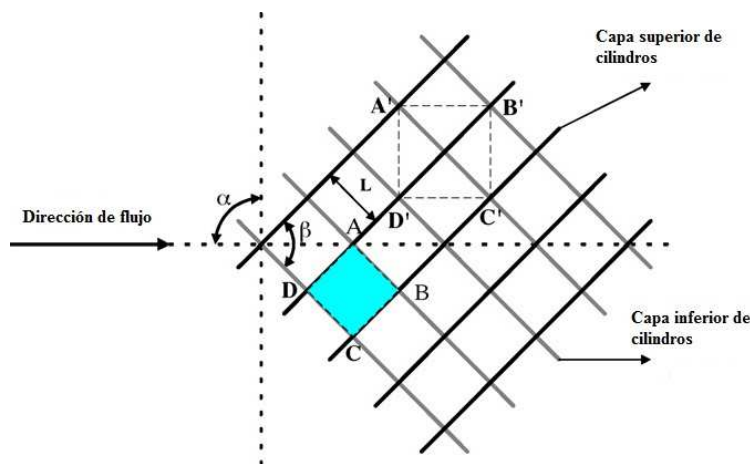


Figura 2.6: Características geométricas de un espaciador [2].

2.2.5. Pérdidas de presión en elementos de ósmosis inversa

Varios autores han estudiado la caída de presión en canales con espaciadores, con o sin membranas [6, 26, 36–41]. La caída de presión por unidad de longitud o los factores de fricción asociados (λ) a las geometrías de los espaciadores se suelen presentar según la correlación de la Ecuación 2.20:

$$\lambda = a \cdot Re^b \quad (2.20)$$

Belfort y col. [36] ensayaron varios espaciadores comerciales que se usaban en electrodiálisis. Evaluaron los espaciadores en términos de porosidad y caídas de presión considerando flujo a final ciego (*dead-end flow*). Llegaron a proponer algunas configuraciones óptimas de espaciadores. Los experimentos de visualización de flujo, demostraron que las características de flujo en algunos diseños de espaciadores y la existencia de vórtices disminuían el espesor de la capa límite. Winograd y col [37] propusieron que para reducir las pérdidas de presión a lo largo del canal, los filamentos de los espaciadores debían estar alineados con el flujo de entrada. Koruda y col. [38] midieron las caídas de presión obteniendo una correlación de la forma de la Ecuación 2.20. Sin embargo, sus resultados despreciaban el efecto de la orientación de los espaciadores respecto al flujo de entrada, el cual juega un papel importante, según los resultados obtenidos por los trabajos que se mencionan más adelante. Schock y Miquel [26] estudiaron las caídas de presión de varios espaciadores comerciales en membranas de OI, proponiendo la siguiente correlación para el factor de fricción:



$$\lambda = 6,23 \cdot Re^{-0,3} \quad (2.21)$$

En los experimentos llevados a cabo por Fárková [40] así como en los realizados por Zimmerer y Kottke [41], se demostró que los patrones de flujo cambiaban con la orientación de los filamentos. A una conclusión similar llegó Feron y col. [39] en sus estudios, donde estudió varias geometrías ideales y reales de espaciadores.

En los últimos 25 años se han llevado a cabo numerosos trabajos que tratan esta temática [6, 27, 31, 42–52]. A continuación se exponen las aportaciones más relevantes que influyen en el diseño de sistemas OI. Geraldese y col. [53] introdujeron el parámetro K_λ , que multiplica al factor de fricción definido por la Ecuación 2.21. Este factor pretende tener en consideración las pérdidas de presión adicionales en la alimentación de los tubos de presión y entre módulos. Para una misma instalación de agua de mar, ajustaron dicho parámetro y obtuvieron valores comprendidos entre 1,9 y 2,9. Koutsou y col. [6] establecieron unas correlaciones para la determinación de la caída de presión por unidad de longitud, teniendo en cuenta diferentes geometrías de los espaciadores (Figura 2.6). La Tabla 2.2 muestra los resultados obtenidos.

Tabla 2.2: Expresiones de $\Delta p/\Delta L$ en función de la geometría del espaciador y Re [6].

	$\beta=90^\circ$	$\beta=105^\circ$	$\beta=120^\circ$
$L/D=6$	$2,3Re^{-0,31}$	$2,2Re^{-0,23}$	$3,8Re^{-0,18}$
$L/D=8$	$0,8Re^{-0,19}$	$0,9Re^{-0,15}$	$1,2Re^{-0,14}$
$L/D=12$	$1,5Re^{-0,40}$	$1,1Re^{-0,31}$	$0,7Re^{-0,19}$

El programa comercial de Dow[®] (ROSA) utiliza expresiones correlativas del tipo:

$$\Delta p = a \cdot \Delta Q^b \quad (2.22)$$

donde ΔQ es el caudal promedio de alimentación al elemento, a y b son parámetros correlativos para cada elemento que llevan intrínseco la geometría del elemento de membrana, así como los factores considerados por el mencionado K_λ .

2.2.6. Ensuciamiento

El ensuciamiento en membranas es el resultado de la deposición de sólidos en suspensión, coloides, materia orgánica o microbios sobre la superficie



de la membrana, típicamente en el lado de alimentación/rechazo. El ensuciamiento es exacerbado debido a los altos flujos a través de la membrana y a las velocidades (flujo cruzado) bajas en el lado de alimentación/rechazo de la membrana. Ambas condiciones incrementan la polarización por concentración. Altos flujos en el permeado significan que se está recuperando agua en un ratio alto, dejando los sólidos que se acumulan en la capa límite de polarización por concentración. Cuando el tiempo de residencia en la capa límite se prolonga, los sólidos se depositarán sobre la superficie de la membrana, a veces de forma permanente. Cuando las velocidades de flujo cruzado son bajas, se genera un mayor espesor de la capa límite y como consecuencia, una mayor acumulación de sólidos provocando un ensuciamiento acelerado de la membrana. En la tabla 2.3, se muestran algunos parámetros de calidades de agua para minimizar el ensuciamiento en membranas de OI [54].

Tabla 2.3: Guía de calidades del agua para minimizar el ensuciamiento en membranas de OI.

Especie	Medida	Valor
Sólidos en suspensión	Turbidez	<1 NTU
Coloides	<i>SDI</i>	<5
Microbios	test de bacterias (<i>Dip Slides</i>)	<1.000 UFC/ml
Materia orgánica	Concentración de Carbono Orgánico Total	<3 ppm
Metales: hie- rro,manganeso,aluminio	Concentración	<0,05 ppm

Una membrana con ensuciamiento exhibe, principalmente, dos problemas en cuanto a su rendimiento; la presión de operación será superior a la de diseño y las caídas de presión serán también superiores a las habituales. Esto se debe a que las especies ensuciantes tienden a acumularse sobre la superficie de la membrana, formando una barrera adicional al transporte. Esta barrera adicional hace que tengamos que aumentar la presión de operación para mantener la producción, superando las caídas de presión en los elementos.



2.2.6.1. Especies inorgánicas

Las sales inorgánicas precipitan en la corriente de concentrado cuando se superan sus límites de solubilidad, depositándose sobre la superficie de la membrana como incrustación. Este tipo de ensuciamiento se aborda limitando las recuperaciones de flujo, ajustando el pH o dosificando anti-incrustantes apropiados [7, 55–57]. La mayoría de las incrustaciones están causadas por la precipitación de carbonato cálcico, sílice, sulfato de calcio, estroncio y bario, y por fluoruro cálcico. La deposición de cristales es inhibida por los anti-incrustante, los cuales suprimen la cristalización. A pesar de los avances realizados en los anti-incrustantes, tanto desde el punto de vista del potencial inhibitor, como del impacto sobre el medio ambiente [58–66], el ensuciamiento de especies inorgánicas sigue siendo uno de los principales factores limitantes en los sistemas de OI. Los sistemas de control de las incrustaciones están bastante avanzados, gracias a los esfuerzos realizados en las calderas, evaporadores y torres de refrigeración. Los Polímeros aniónicos, polifosfatos y organofosforados se utilizan en un rango de concentraciones entre 1 y 5 mg l^{-1} . Estos productos añadidos se unen a la superficie del núcleo del cristal en crecimiento y retrasan la cristalización en las soluciones supersaturadas, modificando la formación del cristal [67]. Debido al poco tiempo de residencia de los compuestos en la instalación en OI (segundos), la concentración de los cristales es muy baja existiendo soluciones supersaturadas sin cristalización. Sin embargo, puede haber “interferencias” con otra materia inorgánica u orgánica en el agua. Los polímeros aniónicos usados como antiincrustantes y dispersantes, se pueden depositar sobre la superficie de la membrana, junto con los metales de alta valencia, que incluyen las especies de calcio, hierro, aluminio. Los problemas de incrustaciones no son muy apreciables en la desalación de agua de mar por OI, pero muy comunes en la desalación por OI de agua salobre.

La sílice se puede convertir en un problema muy serio en el tratamiento tanto de aguas salobres, como de agua de mar [68–71], llegándose a proponer distintos pretratamiento, para la separación de la misma del agua de alimentación del sistema de OI [72–74]. Es recomendable que la concentración de sílice no supere los 120-155 mg l^{-1} , para unas adecuadas condiciones de operación [75]. Algunas plantas han estado operando con concentraciones de sílice comprendidas entre 240 y 250 mg l^{-1} , usando antiincrustantes específicos para sílice. El tipo y grado del ensuciamiento por sílice también depende de otras especies [55], como por ejemplo el hierro, que influye de forma considerable en la incrustación.

Jarusutthirak y col. [76] llevaron a cabo un estudio sobre algunos in-



crustantes inorgánicos derivados de CaCl_2 , CaCO_3 , $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, CaSO_4 y MgSO_4 , para ello elaboraron soluciones sintéticas. Estudiaron los diferentes efectos sobre una membrana de nanofiltración, la cual, se presupone de poliamida aromática debido a su intolerancia al cloro. La membrana tuvo un peso molecular entre 150-300 Da. El ensuciamiento dependió de la valencia del catión y del tipo de anión, cloruro, carbonato, sulfato o fosfato, siendo éste último el más agresivo. De los cationes, el calcio causó un mayor decremento de flujo que el magnesio, debido a una mayor concentración de especies precipitadas. Para el cloruro cálcico, la interacción entre el catión y la materia orgánica natural, jugaron un papel importante en el decremento de flujo, atribuido por la formación de la torta sobre la superficie de la membrana.

2.2.6.2. Materia coloidal

Los coloides pueden ser sustancias orgánicas, inorgánicas o compuestas. Proviene del drenaje natural y erosión, pueden ser arenosos, sedimentos, arcillosos y similares. La materia coloidal habitual en las aguas naturales se muestra en la Tabla 2.4. Los hidróxidos férricos, de aluminio y de manganeso, junto con el crecimiento de la sílice por polimerización y reticulación con polímeros orgánicos e inorgánicos, forman partículas de mayor tamaño, que se convierten en geles y agentes ensuciantes [77, 78]. Los polisacáridos y fragmentos celulares contribuyen de forma considerable a este tipo de ensuciamiento. La materia coloidal puede aglomerarse y adherirse a la membrana debido al incremento de la concentración, la salinidad, la compactación, la floculación, las interacciones superficiales y otros factores físicos y químicos [79]. Las partículas formadas pueden ser lo suficientemente grandes como para ser separadas por membranas de 1 a 5 μm . Los agentes anticoagulantes y de anti-deposición se muestran como una alternativa prometedora en la inhibición del ensuciamiento producido por materia coloidal. Los pre-tratamientos por membrana han sido bastante estudiados para separar coloides y orgánicos de alto peso molecular, en especial los pre-tratamientos por ultrafiltración [80].

2.2.6.3. Índices de ensuciamiento coloidal

El *SDI*, índice de densidad de sedimentos o índice de atascamiento (*silt density index* en inglés), fue desarrollado por Dupont Permeasep Permeators hace 50 años. Es un test que mide el potencial que tiene el agua para ensuciar las membranas de OI con sólidos en suspensión y coloides. Para



Tabla 2.4: Materia coloidal en aguas naturales [7].

Microorganismos
Restos biológicos (plantas y animales)
Polisacáridos (gomas, limos, plancton)
Lipoproteínas (secreciones)
Arcilla (aluminio hidratado y silicatos de hierro)
Sedimentos Óleos
Querógeno
ácidos húmicos, ligninas, taninos
Óxidos de hierro y manganeso
Carbonato cálcico
Azufre y sulfitos

su medida se emplean membranas de microfiltración (MF) con un tamaño de poro de 0,45 micras, que es mayor en varios órdenes de magnitud al tamaño de poro de las membranas de OI [81]. La medida del *SDI* se realiza por un procedimiento normalizado según la norma ASTM D4189-95 [82]. El agua de alimentación es filtrada a través de la membrana de MF de 47 mm de diámetro, ubicada en una carcasa circular a una presión constante de 207 kPa (30 psi) en modo de filtración en final ciego. El procedimiento tiene varias etapas. Primeramente se mide el tiempo inicial, tiempo que ha transcurrido durante la filtración de 500 ml de permeado (t_i). A continuación, se espera durante un intervalo de tiempo (t), durante el cual, el agua sigue pasando a través del filtro. Por último, se cuantifica el tiempo final de duración de la filtración del mismo volumen de 500 ml (t_f). El intervalo de tiempo (t) entre la primera y última medida de filtración se fija convencionalmente en 15 minutos. No obstante, en caso de aguas que producen una rápida obturación del filtro, el tiempo entre medidas se puede reducir a 10 o a 5 minutos. El valor del *SDI* se determina a partir de los valores de t_i , t_f y de t según la Ecuación 2.23.

$$SDI = \frac{1 - \frac{t_i}{t_f}}{t} \cdot 100 \quad (2.23)$$

El índice *MFI*, recientemente aprobado como test normalizado por la ASTM (ASTM D8002-15) [83], se determina usando el mismo equipo y condiciones de operación que el *SDI*. El volumen total filtrado V de agua, es medido cada 30 segundos en diferentes instantes de tiempo de filtración t durante un periodo de ensayo de 15 minutos [84]. Durante ese periodo se registran los valores de volumen de permeado V recogido con respecto al tiempo t . Para interpretar los datos experimentales obtenidos por el



procedimiento, se emplea la Ecuación 2.24 desarrollada por Schippers y Verdouw [84] siguiendo el modelo de resistencias en serie y considerando que la resistencia de ensuciamiento es debida a la formación de depósito superficial o torta. El valor del *MFI* viene dado por el término que multiplica a V en la Ecuación 2.24, definiéndose como tal en la Ecuación 2.25.

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{\Delta p A} + \frac{\mu \alpha C_b}{2 \Delta p A^2} \cdot V \quad (2.24)$$

$$MFI = \frac{\mu \alpha C_b}{2 \Delta p A^2} \quad (2.25)$$

Donde t (s) es el instante de filtración, Δp (Pa) la presión transmembrana, μ (Pas) la viscosidad dinámica del agua, R_m (m^{-1}) la resistencia hidráulica de la membrana, α (m kg^{-1}) la resistencia específica de la torta, A (m^2) la superficie de la membrana, C_b (kg m^{-3}) la concentración de partículas en el agua de alimentación y V (m^3) el volumen filtrado.

2.2.6.4. Adsorción de especies orgánicas

La adsorción, sobre la superficie de la membrana, de los compuestos orgánicos presentes en la materia orgánica natural (MON) causa decrementos del flujo de permeado y dependen del pH y de la fuerza iónica [85,86]. Se han llevado a cabo experimentos en membranas de fibra hueca de nanofiltración (NF) con capa soporte de polisulfona entre 100 y 300 μm de espesor sobre la cual se superpuso una capa de polisulfona sulfonada de 0,1 μm de espesor. El peso molecular (PM) fue de unos 1.000 Da. Algunos grupos de ácido sulfónico proporcionan una carga negativa sobre la superficie de la membrana, la cual está destinada a repeler la fijación de materia orgánica aniónica. Alteraciones de pH, producen un cambio en el flujo de permeado en el mismo sentido. Esto se usó para indicar que la compactación de la membrana fue el resultado de la reducción de la carga electrostática de repulsión en su matriz. Hubo un decremento en el rechazo, tanto de iones inorgánicos como de MON a pH bajos y fuerzas iónicas más altas. La MON es relevante en el ensuciamiento de membranas a bajas presiones, especialmente aquellas que son hidrofílicas [87]. La MON puede influir en el rechazo de materia disuelta por exclusión electrostática, y causar ensuciamiento por precipitación o adsorción.

También se han realizado experimentos sobre el ensuciamiento de membranas de NF de capa fina compuesta de poliamida aromática, usando para ello tres ácidos húmicos de PM: 1.000 – 5.000, 10.000 – 30.000 y ≥ 50.000 Da, respectivamente. Se demostró que el ensuciamiento se incrementaba con



la adición de calcio, con el incremento de concentración de electrolitos y con la disminución de pH [88]. Gwona y col. [89] estudiaron el ensuciamiento en una planta piloto con membrana de OI de arrollamiento en espiral, después de un pre-tratamiento con membranas de UF. Después de 100 días de operación comprobaron una disminución del flujo de permeado. El rechazo de materia inorgánica estuvo entre el 76 y el 95 %, mientras que el de materia orgánica entre el 80 y 84 %. Investigaciones más exhaustivas mostraron que el principal agente ensuciante fue la sílice para la materia orgánica, cuya capa de ensuciamiento se formó inicialmente. Como segundo agente, “en esta investigación” el calcio para la materia inorgánica, cuya capa de ensuciamiento se formó sobre la anterior.

2.2.6.5. Ensuciamiento biológico

El ensuciamiento biológico se define como la adhesión, el crecimiento y la multiplicación de las bacterias presentes en el agua sobre la superficie de la membrana, y ha demostrado tener un impacto negativo en el funcionamiento de la planta. Las principales consecuencias observadas son la disminución de flujo a través de la membrana, el incremento de los contaminantes a través de la membrana y el aumento de la caída de presión a lo largo del elemento. La presencia de este tipo de ensuciamiento puede dar como resultado la biodegradación del polímero de la membrana y de otros componentes de los módulos [90–92].

El problema del bioensuciamiento es bastante común en plantas a escala industrial [93]. Los trabajos de S. Coker y col. [94], J.S. Baker y col. [95] establecieron que el bioensuciamiento es endémico de los sistemas de membranas y aunque la mayoría de las biopelículas tiene características comunes, sus estructuras son variables. La composición y estructura de la biopelícula influirá de forma relevante en el rendimiento de la planta. Otros trabajos relevantes son los de F. Reverbery y col. [96], M.O. Saeed y col. [97], S. Kim y col. [98], R.P. Camaban y col. [99], y F.A. Abd y col. [100].

Tanto la posible degradación de la membrana como el ensuciamiento biológico se debe de tener en cuenta a la hora de diseñar el tipo de pre-tratamiento. Otro aspecto a tener en cuenta es el contenido bacteriano en el agua producto, este sin embargo se resolvería en el post-tratamiento. Como las membranas de PA no son susceptibles de degradación por microorganismos, no se requerirá una protección adicional frente a ataques biológicos. En la instalaciones consideradas su utilizaron membranas de PA, por lo que el aspecto de ensuciamiento el único a tener en cuenta en nuestro caso.



El crecimiento biológico y posterior ensuciamiento en los módulos del sistema de OI, pueden ser debidos a:

- Tratamiento de un agua de alimentación, que poseyendo un cierto contenido bacteriológico, no haya sido adecuadamente pre-tratada.
- Durante periodos de parada de la planta, sin haber adoptado las oportunas precauciones.

Cuando el agua bruta a tratar procede de pozo, generalmente su contenido total bacteriano (CTB) es bajo, y no requiere un pre-tratamiento para prevenir el crecimiento biológico, salvo que haya recibido una contaminación de fuentes externas. Por contra, las aguas de procedencia superficial, generalmente presentan altos niveles de CTB, y requieren el correspondiente pre-tratamiento.

En plantas de desalación de aguas salobres por OI, la cloración es el pretratamiento más empleado, debido a la gran eficacia del mismo como agente desinfectante, a la simplicidad de su uso y a su considerable poder oxidante, lo que favorece la destrucción de materia orgánica.

Los agentes de cloración más frecuentemente usados son el cloro gas y el hipoclorito sódico o cálcico. La efectividad de la cloración depende de la concentración de Cl_2 , del tiempo de exposición y del pH del agua (la desinfección se produce mejor en medio ácido que en alcalino).

En general, se ha demostrado que manteniendo una concentración en torno a los $0,5$ a 1 mg l^{-1} de cloro libre residual en el agua de alimentación, es suficiente para prevenir el ensuciamiento biológico [19].

Cuando la resistencia al cloro de las membranas tipo PA es muy baja, el contenido en cloro del agua de alimentación a la entrada del sistema de OI debe ser $< 0,1 \text{ mg l}^{-1}$. Por lo que al tratamiento de cloración, y justo antes de la microfiltración, debe seguir otro tratamiento de decloración. La etapa de pre-tratamiento debe contemplar ambos pretratamientos.

El proceso de decloración puede ser realizado por medio de carbono activado, sin embargo, presenta los siguientes inconvenientes:

- Se requieren grandes cantidades de carbono.
- Una vez el lecho de carbono activado se haya saturado con cloro, no absorberá más, quedando el resto libre para pasar hacia el sistema de OI. Por lo que el lecho de carbono debe renovarse periódicamente.



- Las partículas de carbono activado, en contacto con el agua, pueden desintegrarse a tamaños más pequeños, que causarían ensuciamientos prematuros de los cartuchos de microfiltración.
- Desde que la decoloración se haya producido, el desarrollo bacteriano en los propios lechos de carbono puede llegar a ser extremadamente alto.

Por estas razones, actualmente se realiza la decoloración con agentes químicos, preferentemente bisulfito sódico o metabisulfito sódico.

El empleo de otros agentes para la decoloración, como el sulfito de sodio o el tiosulfato de sodio, es contraproducente, debido a que el primero de ellos puede causar degradación en la estructura de la membrana y el segundo puede provocar la precipitación de depósitos de azufre sobre la membrana.

Teóricamente se requiere un exceso de cloro de 1,34 ppm, para el metabisulfito sódico, o de 1,47 ppm para el bisulfito sódico. Sin embargo, en la práctica, por razones de márgenes de seguridad, el sistema de dosificación se ajusta para una dosis mínima de 2,5-3 ppm de bisulfito sódico por ppm de cloro [19]. Debiendo estar la dosificación regulada por el correspondiente medidor-controlador de cloro libre.

2.3. Modelos de transporte

El propósito de los modelos de transporte es relacionar matemáticamente el rendimiento (típicamente el flujo, tanto de solvente como de soluto) con las condiciones de operación (usualmente fuerzas motrices de presión y concentración). El objetivo es predecir el comportamiento de la membrana bajo ciertas condiciones.

Existen varios modelos que describen el transporte de masa a través de una membrana de OI. Estos están basados en diferentes suposiciones y tienen varios grados de complejidad. El modelo de solución-difusión es el más utilizado a la hora de describir el rendimiento de una membrana “perfecta” [101].

Esta tesis no tiene el propósito de centrarse en el desarrollo de los distintos modelos de transporte, por eso, se proporciona una breve descripción sin profundizar en el mismo. Los modelos de transporte se clasifican



básicamente en tres grupos: modelos basados en la solución-difusión de solventes (modelos de transporte en medios “no porosos”), modelos basados en medios poroso y modelos basados en la termodinámica de los procesos irreversibles. Algunos de estos modelos se describen a continuación.

2.3.1. Modelo de solución-Difusión

El modelo de transporte de solución-difusión fue originalmente propuesto por Lonsdale [102]. Este modelo considera que la membrana es “no porosa”, sin imperfecciones. El transporte a través de la membrana ocurre debido a disolución de la molécula de interés en la membrana y posterior difusión a través de la membrana.

En el modelo de solución-difusión, el transporte del solvente y del soluto son independientes el uno del otro, como puede apreciarse en las Ecuaciones 2.26 y 2.27. El flujo de solvente a través de la membrana es linealmente proporcional a la presión neta transmembrana (PNT):

$$J_w = A(\Delta p - \Delta\pi) \quad (2.26)$$

Donde J_w es el flujo de solvente, A el coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana, Δp es el gradiente de presión a ambos lados de la membrana y $\Delta\pi$ es el gradiente de presión osmótica a ambos lados de la membrana.

El flujo de soluto a través de la membrana es proporcional a la diferencia de concentración a través de la membrana:

$$J_s = B\Delta C \quad (2.27)$$

Donde J_s es el flujo de soluto, B el coeficiente de permeabilidad a la sal de la membrana y ΔC es el gradiente de concentración molar de soluto a ambos lados de la membrana.

Las ecuaciones 2.26 y 2.27 son las comunmente utilizadas para describir el transporte de agua y solutos a través de las membranas debido a su simplicidad y aproximación a los datos experimentales.

2.3.2. Modelo de solución-Difusión imperfecto

La teoría de solución-difusión modela el rendimiento de membranas “perfectas”. En realidad, la membranas a escala industrial están plagadas



de imperfecciones que deben tenerse en cuenta a la hora de desarrollar una teoría sobre las membranas. Este modelo tiene en cuenta estas imperfecciones que se generan en el proceso de fabricación y se muestran como fugas de la solución a través de la membrana [103]. Este modelo ayuda a explicar una separación menor de solutos que el observado en estas membranas a escala industrial según el modelo de solución-difusión anterior.

El flujo de agua a través de la membrana sigue la ecuación 2.28. Este modelo está basado en el modelo de solución-difusión añadiendo un término que representa el transporte debido a las imperfecciones:

$$J_w = A(\Delta p - \Delta\pi) + K\Delta p C_w \quad (2.28)$$

Donde K es el coeficiente de acoplamiento y C_w la concentración de agua en el lado de alimentación de la membrana. El flujo de soluto vendría dado por:

$$J_s = B\Delta C + K\Delta p C_R \quad (2.29)$$

Donde C_R es la concentración de soluto en el lado de alimentación de la membrana.

Ciertos experimentos han mostrado que este modelo se ajusta mejor a los datos que los modelos de solución-difusión y de flujo de poro [104]. Sin embargo el modelo de solución difusión es el más usado.

2.3.3. Modelo de poro fino

El modelo de poro fino está basado en un balance de fuerzas aplicadas y de fricción en un poro unidimensional [105]. El modelo considera fricción entre el soluto y el solvente y entre el soluto y el material de la membrana. El modelo también incluye el espesor de la membrana y la fracción de area porosa de la superficie de la membrana. Para más información sobre este modelo consultar referencias [105, 106].

2.3.4. Modelo de absorción preferencial

El modelo de absorción preferencial [107] considera que existe un flujo convectivo de agua a través de los poros de la membrana que se produce en dos etapas; En la primera, el agua es absorbida preferencialmente sobre la superficie de la membrana y en la segunda, el agua absorbida es drenada



a través de los poros en la membrana. Según este modelo, el tamaño molecular de los solutos presentes en el agua de alimentación juega un papel importante en la determinación de su rechazo por la membrana.

2.3.5. Modelo basado en la termodinámica de los procesos irreversibles

Estas relaciones fenomenológicas de transporte pueden ser desarrollada incluso en ausencia de conocimiento del mecanismo de transporte a través de la membrana o de la estructura de la membrana [108]. Este modelo asume que si el sistema está dividido en subsistema los suficientemente pequeños, en los cuales existe equilibrio local, las ecuaciones termodinámicas se pueden expresar para cada uno de los subsistemas. Para profundizar en este modelo consultar el trabajo de Spiegler-Kedem [109].

Capítulo 3

Diseño de sistemas de ósmosis inversa

3.1. Introducción

En el diseño de sistemas de OI se han de tener en cuenta muchos factores, algunos establecidos por los fabricantes y otros impuestos por el diseñador en base a su experiencia. Uno de los más complejos a considerar es el ensuciamiento, su repercusión sobre el rendimiento de la planta en largos periodos de operación. En este trabajo de tesis se ha propuesto, además de una metodología para el diseño de sistemas de OI, que permita una mayor flexibilidad al diseñador, un modelo predictivo del rendimiento de sistemas de OI en función del tiempo de operación y del potencial ensuciante del agua de alimentación. Dicho modelo se incluyó en el algoritmo de diseño, para obtener una predicción del rendimiento del sistema de OI, que utilicen una membrana similar a la utilizada en la planta desaladora estudiada en esta tesis.

3.2. Ensuciamiento

El ensuciamiento sigue siendo uno de los mayores desafíos a los que se enfrentan los procesos de membrana. En el caso de la OI, tiene una repercusión relevante, en cuanto a la caída de rendimiento en este tipo de sistemas. En las plantas a escala real, la forma normal para detectar el ensuciamiento es mediante la evolución del flujo de permeado normalizado, paso de sales ó caída de presión. La influencia del ensuciamiento en el diseño de sistemas de OI es notable, siendo fundamental una estimación del comportamiento de dicho sistema a largo plazo. Afectará al dimensionado del equipo de alta presión, así como para la respuesta del sistema de OI a lo largo de su perio-

do estimado de funcionamiento. Se han desarrollado algunas técnicas con el fin de predecir algún tipo de ensuciamiento, por ejemplo, A.H. Taheri y col. [110] desarrollaron una técnica para predecir el ensuciamiento coloidal en sistemas de OI en tiempo real. Los resultados proporcionan una buena estimación en cuanto al decaimiento de flujo en sistemas de OI debido al ensuciamiento coloidal. Pero este es sólo un tipo de ensuciamiento, tal y como vimos en el capítulo anterior. El ensuciamiento orgánico, inorgánico y el bioensuciamiento juegan un papel importante en el decaimiento del rendimiento, no sólo el coloidal. A.H. Taheri y col. [111] también desarrollaron otra técnica que no solo tuviera en cuenta el ensuciamiento coloidal sino también el orgánico, dejando al margen el bioensuciamiento y el ensuciamiento inorgánico. En esta tesis, se han estudiado distintos modelos predictivos enunciados por otros autores, así como uno propuesto en este trabajo, que pasan a describirse en el siguiente apartado.

3.2.1. Modelo predictivo de rendimiento para sistemas de ósmosis inversa

La predicción del rendimiento de sistemas de OI en largos periodos de tiempo es una tarea muy compleja. Sólo algunos autores [3,4,112] han propuesto modelos para estimar el decaimiento del flujo de agua (J_w) en el tiempo, basados en la variación del coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana (A) en largos periodos de tiempo. Estos modelos son aplicables en cada caso al tipo de membrana utilizada y para condiciones de operación específicas. Para obtener un modelo lo suficientemente riguroso sería necesario disponer en primer lugar, de datos experimentales durante un periodo largo de operación y bajo distintas condiciones de operación para distintos tipos de membranas. El modelo mencionado no dependería sólo del tiempo, además de las características de la membrana y del potencial ensuciante del agua de alimentación (k_{fp}).

Wilf y col. [4] utilizaron un modelo propuesto previamente para predecir el decaimiento de J_w debido a la compactación de la membrana (cortos periodos de tiempo), para estimar la pérdida de J_w en largos periodos de tiempo de operación. Utilizaron los datos de tres años de operación de diferentes plantas desaladoras de agua de mar por OI para identificar el único parámetro del modelo. El parámetro fue determinado para decrementos de flujo de permeado comprendidos entre el 20 % y 25 % de acuerdo con los datos experimentales. R.A. Mohamed y col. [113] emplearon el mismo modelo, pero utilizaron los datos de 4 años de operación de una planta desaladora de agua de mar por OI cuya membrana instalada era la TFC 2822 de Fluid

systemTM, una presión de alimentación inicial de 6,70 MPa y recuperaciones de flujo comprendidas entre 26 % y 33 %. Abbas y col. [3] propusieron un modelo para la determinación del decremento del coeficiente A promedio normalizado ($A_n = A/A_0$), donde A_0 es el coeficiente de permeabilidad al agua promedio inicial de la membrana. Se trata de una ecuación exponencial que depende de tres parámetros correlativos y del tiempo de operación. Utilizaron los datos de 5 años de operación de una planta desaladora de agua salobre por OI para la identificación de los parámetros, la membrana instalada en este caso fue la BW30-400 FilmtecTM. La temperatura del agua de alimentación osciló entre 28 y 30 °C, su concentración de sólidos totales disueltos estuvo comprendida entre 2.540 y 2.870 mg/l, y la presión de alimentación estuvo próxima a 1,2 MPa. Zhu y col. [112] propusieron otro modelo predictivo para el coeficiente A , una ecuación exponencial dependiente del tiempo y de un solo parámetro. En este caso, se utilizaron los datos de un año de operación. El tipo de membrana instalada fue de fibra hueca (DupontTMB-10). La presión de alimentación fue variable (6,28-7,09 MPa), concentración de sólidos totales disueltos en el agua de alimentación constante (35.000 mg l⁻¹ y temperatura constante (27 °C). Belkacem y col. [114] usaron el modelo de Zhu en términos de incremento de la resistencia de la membrana. La membrana usada fue la BW30LE-440 FilmtecTM. Esta vez se trataba de una planta desaladora de agua salobre por OI de dos etapas con recirculación. Para el ajuste utilizaron los datos de un año de operación.

En esta tesis se ha propuesto un modelo predictivo del decaimiento del rendimiento o del coeficiente A , basado en que la evolución se divide en dos etapas. En la etapa I se genera un decremento muy pronunciado, principalmente debido a la hidratación, compactación de la membrana y al ensuciamiento irreversible. En la segunda etapa el decaimiento es menos pronunciado, este es debido al ensuciamiento irreversible y a la eficiencia de las limpiezas químicas (LQ). Las condiciones de operación del sistema de OI juegan un papel importante en el decremento del coeficiente A , y por lo tanto, en los parámetros del modelo. Cada etapa se asocia a una función exponencial y la superposición de estas dos funciones genera el modelo propuesto. Para la identificación de los parámetros del modelo, se usaron los datos experimentales de diez años de operación de una planta desaladora de agua salobre por OI que se describirá posteriormente.

3.2.1.1. Modelos existentes

Las Ecuaciones (3.1) y (3.2) fueron propuestas por M. Wilf y col. [4] y por Abbas y col. [3] respectivamente. Ambos modelos estiman el decai-

miento del flujo de permeado en el tiempo o la variación del coeficiente A_n debido a la compactación, ensuciamiento etc. La Figura 3.1 muestra el comportamiento de cada ecuación, apreciándose un decaimiento más pronunciado en los primeros 100 días de operación para la expresión de Wilf y col. que para la expresión de Abbas y col., en cuyo caso el decremento se muestra más gradual.

$$A_n = t^m \tag{3.1}$$

$$A_n = 0,68e^{\left(\frac{-79}{t+201,1}\right)} \tag{3.2}$$

Donde m es un parámetro de ajuste que toma valores entre -0,035 y -0,041 [4] relacionado con decrementos del flujo de permeado de un 20 y 25 % respectivamente, t es el tiempo de operación en días.

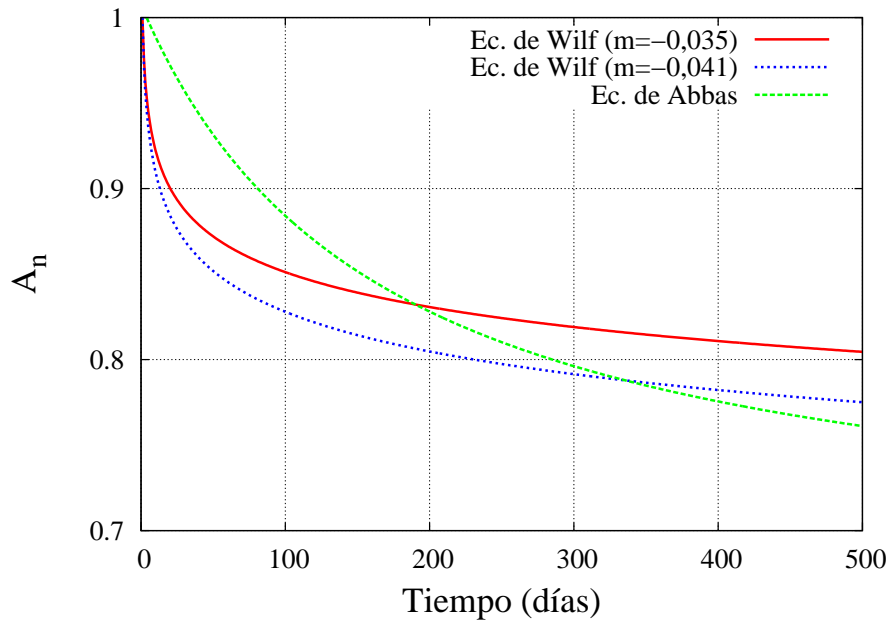


Figura 3.1: Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado de acuerdo con las correlaciones en la literatura [3, 4] (Eqs. (3.1) y (3.2)) para un periodo de operación de 500 días.

3.2.1.2. Modelo propuesto

Para explicar la filosofía del modelo propuesto, se ha utilizado la Figura 3.2 [3], que describe el decaimiento de A_n en una instalación distinta a la

descrita en esta tesis. El modelo está basado en la superposición de dos funciones exponenciales (Ecuación(3.3)). Ambas dependen de tres parámetros, la primera de $(\delta_1, \tau_1$ y $k_{fp})$, que están relacionados con el comportamiento de la primera etapa de decaimiento (Figura 3.2). La segunda depende de $(\delta_2, \tau_2$ y $k_{fp})$, relacionada con la segunda etapa de decaimiento (Figura 3.2). La primera función tiende a cero según termina la primera etapa. Los parámetros δ están relacionadas con el peso de cada función y etapa, cuanto menor es el parámetro δ_1 y mayor el parámetro δ_2 , mayor es el coeficiente A_n . Los parámetros τ (unidades de tiempo) están relacionadas al decremento en cada etapa (i.e. cuanto de rápido es el decremento). El parámetro τ_1 debe ser inferior al parámetro τ_2 para que represente cada etapa según se muestra en la Figura 3.2. Generalmente, cuanto mayor es k_{fp} más rápido será el decremento del coeficiente A_n en las etapas I y II.

$$A_n = \delta_1 \cdot e^{-\frac{t}{\tau_1} \cdot k_{fp}} + \delta_2 \cdot e^{-\frac{t}{\tau_2} \cdot k_{fp}} \quad (3.3)$$

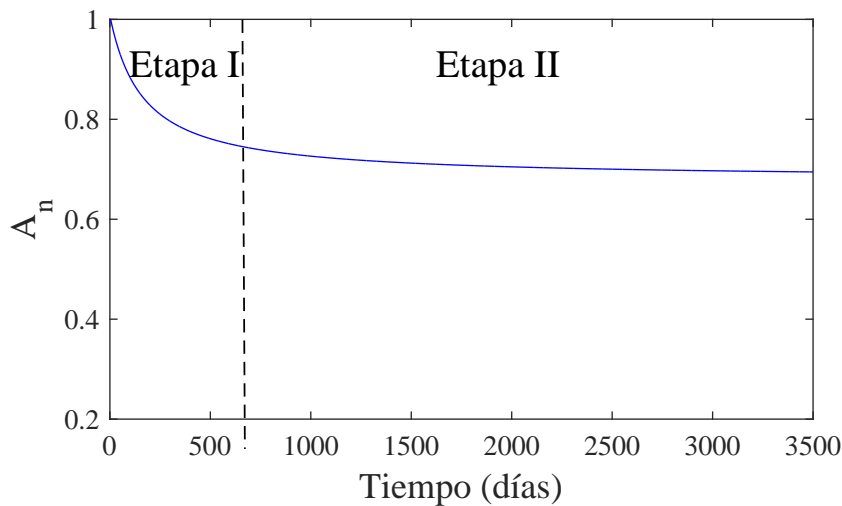


Figura 3.2: Representación esquemática de las dos etapas en el decremento de A_n . (I) Decaimiento inicial, más pronunciado debido a la compactación y ensuciamiento irreversible; (II) Decaimiento más progresivo debido principalmente al ensuciamiento irreversible.

3.2.1.3. Identificación de parámetros

La identificación de los parámetros de los modelos mencionados, los modelos expuestos y el propuesto, se realizó haciendo uso del método simplex de Nelder-Mead [115], implementado en MATLAB[®]. La función de ajuste

tuvo como entrada los parámetros de los modelos, m , α , β , γ , δ_1 , τ_1 , δ_2 y τ_2 (Eqs.(3.4), (3.5) y (3.3)).

$$A_n = t^m \quad (3.4)$$

$$A_n = \alpha \cdot e^{\left(\frac{\beta}{t+\gamma}\right)} \quad (3.5)$$

Los datos recogidos tras 20 horas de operación fueron considerados como condiciones iniciales, de forma que el coeficiente A_0 fue calculado en ese punto de funcionamiento. Los diferentes modelos se ajustaron para que las condiciones iniciales coincidieran por dicho punto. Dado que los puntos pre-LQ y post-LQ fueron pocos en el tiempo de operación, se llevó a cabo una interpolación para determinar el coeficiente A_n en ambos casos.

El índice seleccionado para la determinación del error fue la desviación standard, definida como:

$$\sigma_d = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (y_{i,\text{exp}} - y_{i,\text{calc}})^2}{N - 1}} \quad (3.6)$$

Donde $y_{i,\text{exp}}$ son los datos experimentales, $y_{i,\text{calc}}$ son los valores calculados y N es el número de muestras.

3.2.2. Autopsia de membranas

La autopsia de membranas y posteriores tests son generalmente el último recurso en la determinación de las causas de fallo o pérdidas de rendimiento. Esto es debido a que los tests son destructivos, tanto para la membrana como para el elemento. Estos tests se usan para determinar la morfología de los materiales depositados sobre los espaciadores del lado de la alimentación de la membrana, además de los tipos de compuestos, la cantidad de especies específicas y la naturaleza de los materiales que oxidan la membrana si hubiere el caso [89, 116, 117]. Esta clase de información puede ayudar a resolver posibles problemas de operación de las plantas [118].

Si el usuario no está seguro de que puede estar causando problemas de rendimiento, la mejor actuación es realizar una autopsia de al menos dos elementos, el primero de la primera etapa y el último de la última etapa. En el primer elemento se detectan los sólidos en suspensión que pueden ensuciar la membrana, y en el último las posibles incrustaciones de sales poco solubles en agua.

Estudios previos han demostrado, que en las plantas desaladoras para agua salobre subterránea se produce precipitación de sales inorgánicas, las cuales suelen contener mayoritariamente iones multivalentes como el calcio, el aluminio y sulfatos [119, 120]. Además, el ensuciamiento por sílice también es frecuente en este tipo de plantas [121].

En cuanto a la realización de la autopsia en este trabajo, primero se procedió a la elección de los elementos. En este caso se seleccionaron el primer y sexto elemento, tanto de la primera etapa como de la segunda. La toma de muestras se realizó mediante el uso de un escalpelo o bisturí esterilizado, además de un recipiente portador de la muestra. Se llevaron a cabo inspecciones externas de los elementos de membrana, comprobando la integridad física de las carcasas, estado de la entrada y de la salida, comprobando si había existencia de incrustaciones o depósitos. Posteriormente, se realizó una inspección interna, una vez cortada la carcasa y habiendo desenrollado las membranas, con el fin de comprobar la posible existencia de depósitos y su distribución. Las muestras se sometieron a pruebas de valoración colorimétricas para un análisis cualitativo de presencia de $\text{Fe}^{2+/3+}$ y de carbonatos, además de la prueba de oxidación de Fujiwara, para saber si la membrana ha estado en contacto con algún halógeno. La técnica analítica seleccionada para estudiar la composición atómica de los depósitos/sustancias existentes en la superficie de las membranas fue la microscopía electrónica (SEM) con análisis elemental por energía dispersiva de rayos X (EDX). Para hacer las muestras conductoras, se recubrieron de plata. En los análisis semicuantitativos presentados en el siguiente capítulo, los porcentajes que se muestran corresponden al total de elementos obtenidos en ese análisis, incluido la plata.

3.3. Algoritmos de diseño

Hace dos décadas, un tiempo de operación de entre 5 y 6 años era razonable para membranas TFC de agua salobre [122, 123]. Pero gracias a los avances en membranas de TFC podría ser posible extender la vida útil de este tipo de membranas [124–127]. Las membrana de capa fina nanocompuestas (TFN) se presentan como una alternativa bastante prometedora, permitiendo obtener una mejor relación en lo referente al compromiso entre la permeabilidad al agua de la membrana y la selectividad de solutos [128]. Otros factores importantes que afectan a la vida útil de las membranas son; el diseño del sistema de OI y las condiciones de operación. La planta desaladora descrita en este trabajo sufrió una reforma, inicialmente el arreglo del sistema era 4:2, con cuatro elementos BW30-8040 por depósito de presión



(DP). Con esta configuración el tiempo de operación de las membranas fue de 5 años [122], llevando a cabo una reforma después de unas 2.300 horas de operación, se cambió la configuración del sistema al que tiene en la actualidad, un arreglo 3:2 con 6 elementos de membrana por DP. Posteriormente se reemplazó la membrana BW30-8040 por la BW30-400. En este caso, las membranas estuvieron en operación aproximadamente 10 años [129]. Evidentemente los productos utilizados como anti-incrustantes y la eficiencia de las limpiezas químicas juegan también un papel fundamental en el rendimiento de la planta.

Existen varios factores o condiciones de contorno a los que el encargado de diseñar sistemas de OI para agua salobre, debe hacer frente. Estas condiciones van a depender principalmente de las características del agua de alimentación, caudal del agua producto necesario, calidad de la misma (dependiente del tipo de uso) y de unas condiciones de contorno establecidas por los fabricantes de membranas. Estos disponen de herramientas computacionales (ROSA, IMSDesign, Q⁺Projection Software, etc.) para el diseño de dichos sistemas de OI, que actualmente, y en general, son los utilizados por los diseñadores de este tipo de sistemas. El procedimiento de diseño es similar cuando se utilizan los programas comerciales, primero se introducen las características del agua de alimentación y posteriormente el diseñador elige una configuración a estimativa para el sistema de OI, que en principio pueda satisfacer tanto las condiciones de contorno, como las impuestas por el uso del agua producto. El programa simula el sistema de OI, poniendo de manifiesto que restricciones no se cumplen en forma de advertencia, obligando al diseñador a ir probando distintas configuraciones hasta que se cumplan con dichas condiciones de contorno.

Una vez el diseñador encuentre un sistema de OI de acuerdo con las restricciones, debería proceder a la búsqueda de un sistema óptimo, llevando a cabo pequeñas modificaciones sobre el mismo, o incluso, teniendo que cambiar de configuración, teniendo que retroceder un paso atrás. Esto hace que la búsqueda de un sistema óptimo sea una labor bastante tediosa e iterativa. La búsqueda del sistema óptimo va a depender de los intereses del propietario de la planta. A éste, le puede interesar minimizar el número de membranas, maximizar la recuperación de flujo, minimizar el consumo de energía específico u obtener soluciones de compromiso. En resumen, los programas comerciales fuerzan al diseñador a llevar a cabo decenas de simulaciones sin proporcionar información de cual es el sistema de OI más susceptible de ser elegido.

Varios autores han propuesto procedimientos de optimización para el

diseño de sistemas de OI. A. Villafafila y col. [130] propusieron un procedimiento para optimizar una función objetivo que tenía en cuenta el número de tubos, la recuperación de flujo y el consumo específico de energía (*SEC*), tanto para agua de mar como para agua salobre. Usaron parámetros de membranas de configuración tubular y dispositivos de recuperación de energía. Sólo tuvo en cuenta restricciones en cuanto al número de depósitos de presión, presiones, diámetro de tubo y flujo de alimentación. Otro trabajo posterior, en la misma línea fue el de M. Barello y col. [131], aportando datos experimentales y prestando especial énfasis en los coeficientes de permeabilidad, tanto al agua como a las sales, para este tipo de elemento de membrana.

M. G. Marcovecchio y col. [132] optimizaron el diseño de sistemas de OI para agua de mar, a pesar de considerar este tipo de agua tuvieron en cuenta arreglos de hasta dos etapas. En este caso, se tuvieron en cuenta membranas de fibra hueca y sistemas de recuperación energética, minimizando una función de costes. El elemento de membrana considerado no es el más extendido, y tampoco hicieron ninguna alusión a restricciones.

V. Geraldés y col. [53] al igual que en el caso anterior, optimizaron el diseño de sistemas de OI para agua de mar de hasta dos etapas, pero en este caso, consideraron membranas de arrollamiento en espiral, que son las más utilizadas en este campo. A diferencia de los mencionados anteriormente, usaron datos experimentales para identificar ciertos parámetros de las ecuaciones de diseño. Este procedimiento optimiza la presión y el flujo de alimentación para distintos valores de recuperación de flujo.

C. Guria y col. [133] presentó un trabajo más completo que los anteriores, teniendo en cuenta agua de mar y agua salobre, membranas de arrollamiento en espiral y membranas tubulares. A parte de las restricciones impuestas por los fabricantes incluyó la calidad del agua de permeado, fijando como objetivos maximizar el flujo de permeado, minimizar los costes y la concentración en el permeado. Este trabajo se llevó a cabo sin datos experimentales y se centró en la comparativa de distintos algoritmos de optimización multi-objetivo.

Un procedimiento para la optimización del diseño de sistemas de OI bajo diferentes condiciones de agua de alimentación y especificaciones de agua producto fue desarrollado por Yan-Yue Lu y col. [134]. Este procedimiento permite la integración de distintos modelos de membrana dentro del mismo DP, así como distintas etapas con bombes intermedios y dispositivos de recuperación energética.



F. Vince y col. [135] propusieron una optimización multi-objetivo para el diseño de este tipo de sistemas, tomando como restricciones las propias del fabricante de membranas sin ningún aporte experimental. Propusieron la optimización del consumo específico energético y del flujo de permeado en función del precio del agua producida. Tuvieron en cuenta membranas de arrollamiento en espiral tanto para agua de mar como para agua salobre, sistemas de recuperación energética y hasta dos etapas en el proceso con bombeo intermedio.

K. M. Sassi y col. [136] dieron un paso más, proponiendo una optimización de la operación de procesos de desalación por OI con membranas de arrollamiento en espiral, incorporando el ensuciamiento. Minimizan el *SEC* para un flujo constante de agua producto y calidad de la misma. El agua estudiada fue salobre, utilizando el modelo predictivo de rendimiento de Abbas y col. [3], dependiente únicamente del tiempo de operación.

Y. Du y col. [137] en su proceso de optimización, tuvieron en cuenta tanto agua de mar como agua salobre en sistemas de OI y con membranas de arrollamiento en espiral. Las únicas restricciones impuestas fueron las relacionadas en cuanto a los flujos ya establecidas por el fabricante. Consideraron procesos de hasta dos etapas con cámaras isobáricas como dispositivos de recuperación energética. Minimizaron costes en función del consumo de energía específico y de la recuperación de flujo del sistema. Posteriormente, en otro trabajo [138], llevaron a cabo la misma optimización, pero teniendo en cuenta distintos tipos de dispositivos de recuperación energética y solamente para agua de mar. Basándose en los dos trabajos anteriores, llevaron a cabo un tercero [139], añadiendo la posibilidad de que el sistema de OI tuviera varios pasos y con flujos parciales de un paso a otro. H. Kotb y col. [140], propusieron un trabajo en la misma línea, pero considerando agua de mar y hasta tres etapas, además de bombeos intermedios entre las mismas.

Ali Altaee [141] desarrolló un modelo computacional para el diseño y predicción de rendimiento de sistemas de OI. Consideró arreglos de solo una etapa y soluciones de cloruro sódico, siendo una buena aproximación si se estudia agua de mar, como es el caso, ya que se simularon sistemas con diferentes soluciones comprendidas entre 35 g l^{-1} y 38 g l^{-1} . Utilizó datos del fabricante, sin aporte experimental propio. No permite añadir restricciones por el usuario, ni permite optimizar. Para predecir el rendimiento simplemente aplica el mismo coeficiente que el fabricante, sin corroboración experimental. Finalmente, lleva a cabo una comparación entre la herramienta

propuesta y el ROSA, mostrando resultados bastante similares entre ambos programas.

E. Ruiz-Saavedra y col. [142,143] elaboraron una metodología de diseño para sistemas de OI de agua salobre, que tenía en cuenta la composición inorgánica del agua de alimentación a la hora de establecer condiciones de operación, pero con valores aportados según la experiencia práctica, sin permitir al usuario modificar dichos valores. Otra limitación que tiene dicha metodología, es en las posibles configuraciones, permitiendo un número máximo de 6 elementos por DP para una etapa, y la única posibilidad de 6 elementos para arreglos de dos etapas, considerando sólo arreglos 2:1 y 3:2. Esta metodología proporciona soluciones que maximizaban la recuperación del sistema con el mínimo número de membranas, salvo sistemas de dos etapas por lo mencionado anteriormente. En este trabajo no se contemplaba la optimización del sistema de OI teniendo en cuenta el *SEC*. Este algoritmo, a diferencia de otros de los anteriores autores, si contaba con datos de operación en un largo periodo de tiempo (5 años), lo que permitía comparar los resultados obtenidos con la experiencia práctica en dicho periodo, mostrando cierto grado de confiabilidad.

June-Seok Choi y col. [144] centró su trabajo en la optimización de sistemas de OI de agua de mar con dos pasos. Consideró membranas de arrollamiento en espiral, pero sin aporte de trabajo experimental. A parte de maximizar la recuperación y minimizar el *SEC*, minimizaba la concentración de Boro en el permeado, siendo esta restricción, la principal novedad en su proceso de optimización.

Algunos de los trabajos mencionados incluyen modelos predictivos de rendimiento de sistemas de OI como ya se ha mencionado. Es esencial intentar estimar un periodo de vida en la operación de las membranas, para poder establecer el costo de tratamiento en cualquier proceso de OI. La experimentación con plantas a escala real durante largos periodos de operación es necesaria, para la estimación de su vida útil con un grado aceptable de tolerancia. Para esta estimación, no se dispone de un método confiable, sobre todo para los casos particulares de plantas industriales, cuyas aguas de alimentación varían, además contengan materiales susceptibles de ensuciar o deteriorar las membranas, o que impongan unas condiciones de operación fuera del rango normal (estándar) especificado por el fabricante de las mismas. Los métodos actuales utilizados son los propuestos por los propios fabricantes, partiendo de unas condiciones del agua de alimentación y de operación preestablecidas. Las condiciones reales de operación difieren de forma importante a las premisas indicadas por el fabricante.



Capítulo 4

Algoritmo propuesto para el diseño de sistemas de ósmosis inversa

4.1. Introducción

La existencia de deficiencias en los programas comerciales a la hora de diseñar sistemas de OI, motivan la realización de nuevos programas que se acerquen a unas condiciones de operación reales. En este trabajo de tesis se propone un programa que permita al usuario diseñar sistemas de OI “óptimos”. Los software comerciales (ROSA, IMSDesign, Q+ Projection Software, etc.) solamente simulan sistemas ya introducidos por el usuario, obligando a ensayar hasta encontrar un sistema con condiciones de operación deseadas. Además, los paquetes comerciales no permiten imponer otras restricciones que no sean las del fabricante de membranas, ni modificar las mismas para ampliar el margen de seguridad. El algoritmo propuesto pretende solventar las desventajas mencionadas, a parte de permitir la búsqueda de soluciones óptimas mediante un sistema amigable para el usuario.

La Figura 4.1 muestra un esquema general del procedimiento propuesto para el cálculo de un sistema de OI. Partiendo de la composición inorgánica del agua de alimentación, rango de temperatura, pH, índice de sedimento (*SDI*), caudal de alimentación (Q_a) al sistema de OI y considerando las condiciones de contorno, tanto las impuestas por el fabricante como por el usuario (entradas), el programa muestra, en formato tabla, los posibles sistemas de OI (arreglo, número de membranas por DP, etc.) y las condiciones de operación de cada uno (soluciones). La tabla de resultados permite ordenación y multi-filtración (post-procesado), de forma que el usuario puede



eliminar soluciones posibles y quedarse con la más adecuada a su criterio (sistema de OI). Para una de las membranas de agua salobre (Dow[®] Filmtec[™] BW30-400) se disponen de datos experimentales recogidos durante 10 años de operación, lo que permite al usuario conocer de forma más precisa y para el tipo de agua estudiado, la calidad del agua producto y la evolución del *SEC*, manteniendo una producción constante en la planta ó el decremento de la producción si se mantuviera constante la presión de alimentación (p_a) (Estimación temporal del rendimiento). El procedimiento de cálculo y las ecuaciones de diseño se describen en los siguientes apartados.

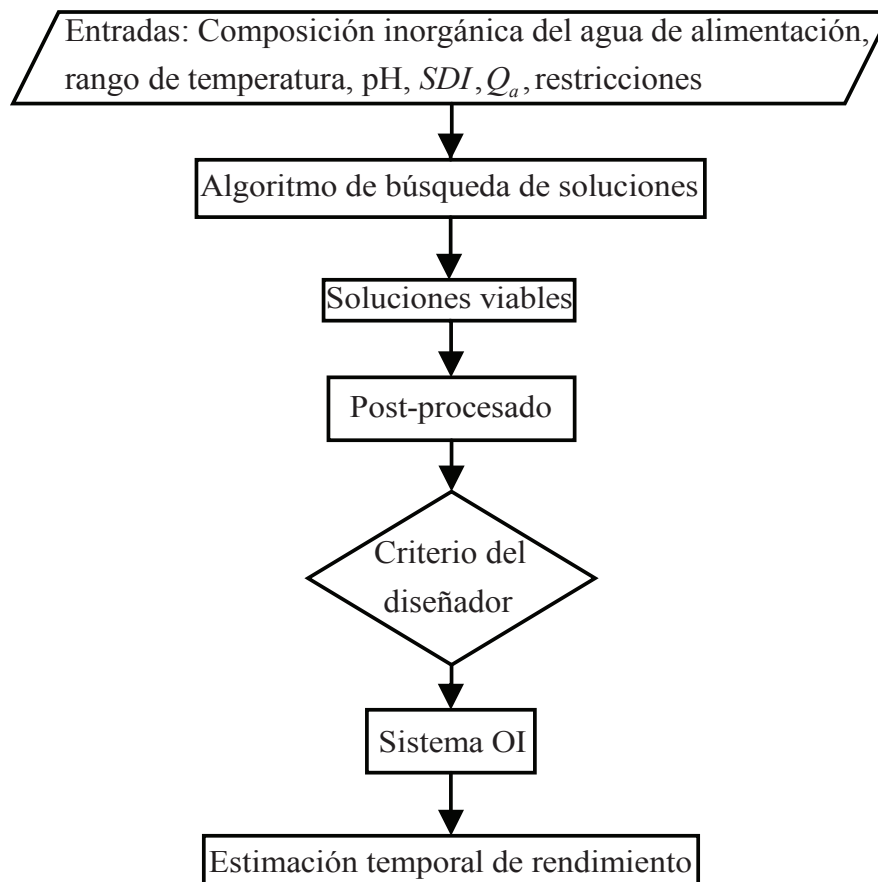


Figura 4.1: Esquema general para el cálculo del sistema de OI.

4.2. Recuperación máxima de flujo

La primera función ($R_{\text{max}} \text{ OI}$) estima la recuperación máxima de flujo (R_{max}), valor que se usará como condición de contorno en el diseño



de sistemas de OI, puesto que superada dicha recuperación podría haber problemas de incrustaciones de sales poco solubles en agua. Los datos necesarios serán la composición inorgánica, rango de temperatura y pH del agua de alimentación. El algoritmo dispone de los datos necesarios de una gama de productos de anti-incrustantes (Avista TechnologiesTM) que a su vez pueden ser modificados por el usuario, nunca excediendo los límites recomendados por el fabricante.

Se consideraron las sales poco solubles en agua más comunes: sílice disuelta (SiO_2), carbonato de calcio (CaCO_3), sulfato de calcio (CaSO_4), sulfato de bario (BaSO_4), sulfato de estroncio (SrSO_4) y fluoruro de calcio (CaF_2). Se calcula R_{max} de forma que no haya incrustación de ninguna de las sales mencionadas.

Se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- Uso de anti-incrustantes específicos para CaCO_3 , CaSO_4 , BaSO_4 , SrSO_4 , CaF_2 y SiO_2 .
- La temperatura del agua de rechazo es igual a la del agua de alimentación.
- El pH del agua de alimentación es inferior a 8. Lo que equivale a considerar que la alcalinidad total es debida prácticamente a los iones bicarbonato ($[\text{HCO}_3^-] + 2[\text{CO}_3^{2-}] + [\text{OH}^-]$) [145].
- Comportamiento ideal de la membrana en cuanto a rechazo de sales se refiere. Lo que equivale a considerar que el porcentaje de rechazo para el CO_2 es del 0 %, y para el resto de compuestos presentes en la alimentación es del 100 %.

Esta cuarta consideración, aunque irreal al ser bastante conservadora. En la práctica, es adecuada desde el punto de vista del análisis de posibles incrustaciones, ya que por efecto de polarización por concentración sobre la superficie de la membrana, hay una concentración de sales superior a la de la corriente de rechazo. Las concentraciones de las expresiones que se muestran en los siguientes apartados están expresadas en mg l^{-1} . La Figura 4.2 muestra de forma esquematizada el procedimiento de cálculo de R_{max} .

4.2.1. Sílice

Se calcula el factor de concentración máximo (FC_{max}) no habiendo incrustación de SiO_2 . Esto depende de su solubilidad, que es función de la

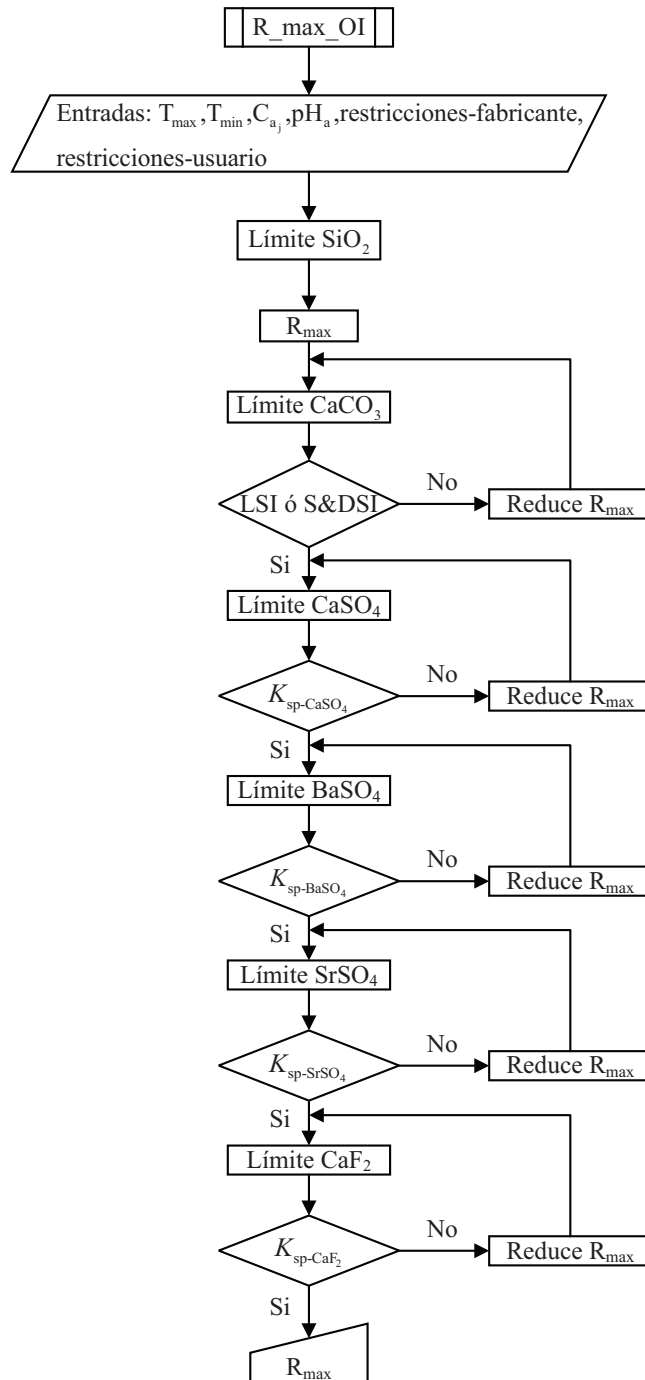


Figura 4.2: Procedimiento para la determinación de la recuperación máxima.



temperatura, cuanto más baja sea esta, menos soluble [5]. Por tanto, se tomará el valor de la temperatura mínima para dicho cálculo:

$$FC_{\max} = \frac{[\text{SiO}_2]_{r_{\max}}}{[\text{SiO}_2]_a} \quad (4.1)$$

$$FC_{\max} = \frac{2,1 \cdot T_{\min} + 75}{[\text{SiO}_2]_a} \quad (4.2)$$

Donde T_{\min} es la temperatura mínima del agua de alimentación, $[\text{SiO}_2]_a$ es la concentración de sílice en el agua de alimentación y $[\text{SiO}_2]_{r_{\max}}$ es la concentración máxima de SiO_2 para que no haya saturación en la corriente de rechazo. En caso de dosificar anti-incrustante, el fabricante fija una $[\text{SiO}_2]_{r_{\max}}$ ó bien establece un número de veces que puede superarse el límite de solubilidad, que depende del fabricante y del producto.

El FC_{\max} debe multiplicarse por un factor de corrección por pH (C_{pH}) en la corriente de rechazo [5]. Primero se determina $[\text{HCO}_3^-]_a$ como CaCO_3 ($[\text{HCO}_3^-]_{a-\text{CaCO}_3}$) para obtener $[\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3}$ y la concentración de dióxido de carbono en el agua de alimentación ($[\text{CO}_2]_a$), todo para estimar el pH en la corriente de rechazo (pH_r) y determinar C_{pH} :

$$[\text{HCO}_3^-]_{a-\text{CaCO}_3} = [\text{HCO}_3^-]_a \cdot \frac{50}{61} \quad (4.3)$$

Donde $(\text{HCO}_3^-)_a$ es la concentración en el agua de alimentación.

$$[\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3} = [\text{HCO}_3^-]_{a-\text{CaCO}_3} \cdot FC_{\max} \quad (4.4)$$

$$[\text{CO}_2]_a = \frac{[\text{HCO}_3^-]_{a-\text{CaCO}_3}}{10^{(\text{pH}_a - 6,3)}} \quad (4.5)$$

Donde pH_a es el pH del agua de alimentación.

$$\text{pH}_r = 6,3 + \log\left(\frac{[\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3}}{[\text{CO}_2]_a}\right) \quad (4.6)$$

- Si $\text{pH}_r < 7 \rightarrow C_{\text{pH}} = 1,819 - (0,117 \cdot \text{pH}_r)$.
- Si $7 < \text{pH}_r < 7,8 \rightarrow C_{\text{pH}} = 1$.
- Si $\text{pH}_r > 7,8 \rightarrow C_{\text{pH}} = 0,47 + 0,0006 \cdot e^{(0,87 \cdot \text{pH}_r)}$.

Una vez calculado FC_{\max} , determinamos la recuperación máxima de flujo (R_{\max}) en porcentaje:

$$R_{\max} = 100 \cdot \frac{FC_{\max} - 1}{FC_{\max}} \quad (4.7)$$



4.2.2. Carbonato de calcio

Para el estudio de la saturación de CaCO_3 se han tenido en cuenta dos índices, el índice de saturación de Langelier (LSI) [5] y el de Stiff y Davis ($S\&DSI$) [5] para concentraciones de sólidos totales disueltos en el rechazo $(STD)_r$ inferiores y superiores a 10.000 mg l^{-1} respectivamente. La solubilidad del CaCO_3 disminuye según incrementa la temperatura, por lo que se hacen los cálculos con la temperatura máxima (T_{\max}).

Se determina $(STD)_r$ para saber que índice de los mencionados aplicamos:

$$(STD)_r = (STD)_a \cdot FC_{\max} \quad (4.8)$$

4.2.2.1. Índice de saturación de Langelier

El LSI se calcula según la siguiente expresión:

$$LSI = \text{pH}_r - \text{pHs}_r \quad (4.9)$$

Donde pHs_r es el pH de saturación del rechazo, que depende de tres parámetros, $p - [\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3}$, $p - [\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3}$ y C . Estos a su vez son función de la concentración de calcio como CaCO_3 en el rechazo ($[\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3}$), $[\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3}$, de $(STD)_r$ y de (T_{\max}) respectivamente:

$$\text{pHs}_r = p - [\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3} + p - [\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3} + C \quad (4.10)$$

$$p - [\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3} = \log \left(\frac{10^5}{[\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3}} \right) \quad (4.11)$$

Donde:

$$[\text{Ca}^{2+}]_{r-\text{CaCO}_3} = [\text{Ca}^{2+}]_{a-\text{CaCO}_3} \cdot FC_{\max} \quad (4.12)$$

y

$$[\text{Ca}^{2+}]_{a-\text{CaCO}_3} = [\text{Ca}^{2+}]_a \cdot 50 \quad (4.13)$$

Siendo $[\text{Ca}^{2+}]_a$ la concentración de calcio y $[\text{Ca}^{2+}]_{a-\text{CaCO}_3}$ la concentración de calcio como CaCO_3 , ambas en el agua de alimentación.

$$p - [\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3} = \log \left(\frac{10^4}{[\text{HCO}_3^-]_{r-\text{CaCO}_3}} \right) \quad (4.14)$$

Si $(STD)_r \leq 6.000$:



$$C = \left(\frac{\log((STD)_r) - 1}{10} \right) - 13,12 \cdot \log(T_{\max} + 273,15) + 34,46 \quad (4.15)$$

Si $6.000 \leq (STD)_r \leq 10.000$:

$$C = 0,2778 - 13,12 \cdot \log(T_{\max} + 273,15) + 34,46 \quad (4.16)$$

- Si el $LSI < 0$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $LSI > 0$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.2.2.2. Índice de saturación de Stiff y Davis

La expresión para determinar el $S\&DSI$ es similar a la del LSI :

$$S\&DSI = \text{pH}_r - \text{pHs}_r \quad (4.17)$$

La única diferencia está en la determinación del pHs_r , que al igual que el LSI , dependerá del $p\text{-}[\text{Ca}^{2+}]_{r\text{-CaCO}_3}$ y $p\text{-}[\text{HCO}_3^-]_{r\text{-CaCO}_3}$ y de un tercer parámetro (K). Este es función de la temperatura y de la fuerza iónica en el rechazo (FI_r):

$$\text{pHs}_r = p - [\text{Ca}^{2+}]_{r\text{-CaCO}_3} + p - [\text{HCO}_3^-]_{r\text{-CaCO}_3} + K \quad (4.18)$$

Típicamente el valor de K se obtiene de la Figura (4.3), para cada valor de temperatura hay una función que depende de FI_r , para su determinación en el algoritmo, se ha ajustado cada curva a un polinomio de tercer grado (Ecuaciones (4.19,4.20,4.21,4.22)), permitiendo la interpolación entre curvas.

$$K_{10^\circ} = 1,3944(FI_r)^3 - 4,8733(FI_r)^2 + 4,8189(FI_r) + 2,28 \quad (4.19)$$

$$K_{20^\circ} = 1,4389(FI_r)^3 - 5,0767(FI_r)^2 + 5,0578(FI_r) + 2,06 \quad (4.20)$$

$$K_{25^\circ} = 1,5861(FI_r)^3 - 5,4283(FI_r)^2 + 5,2222(FI_r) + 1,96 \quad (4.21)$$

$$K_{30^\circ} = 1,3417(FI_r)^3 - 4,7350(FI_r)^2 + 4,7933(FI_r) + 1,87 \quad (4.22)$$

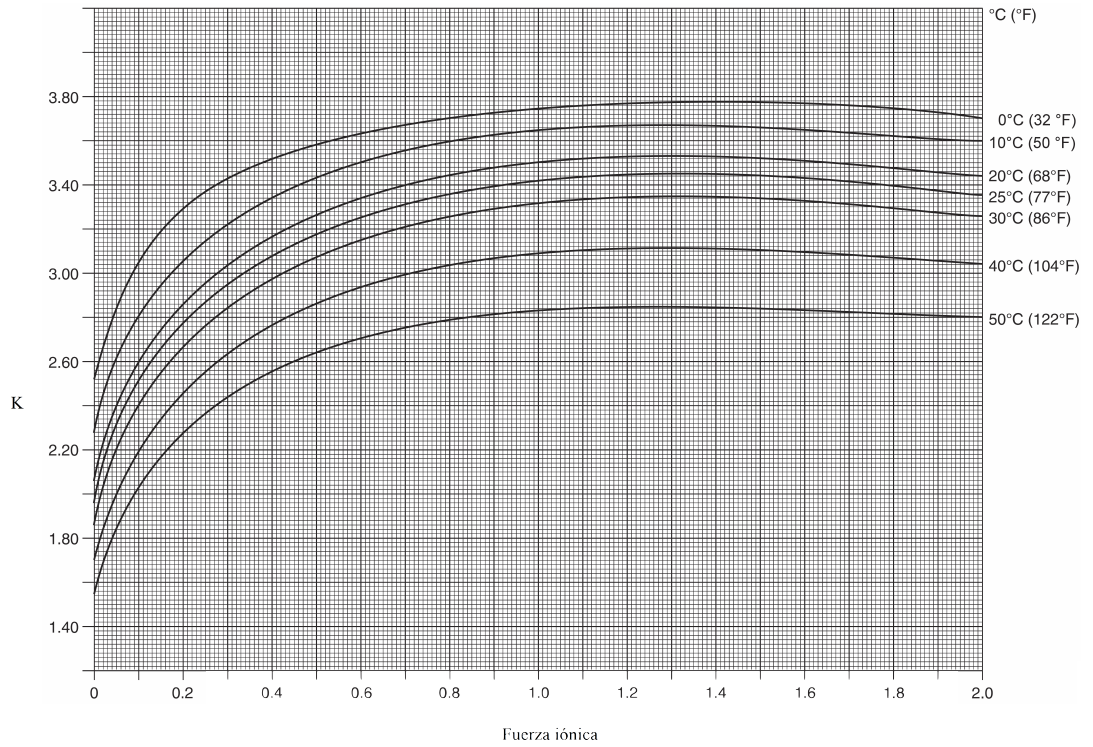


Figura 4.3: Parámetro K [5].

Siendo:

$$FI_r = FI_a \cdot FC_{\max} \quad (4.23)$$

y

$$FI_a = \frac{1}{2} \sum m_j z_j^2 \quad (4.24)$$

Donde m_j es la concentración molar y z_j la carga del ión j respectivamente.

- Si el $S\&DSI < 0$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $S\&DSI > 0$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.2.3. Sulfato de calcio

Para esta sal, el fabricante especifica cuantas veces puede superarse el producto de solubilidad del CaSO_4 ($K_{\text{sp-CaSO}_4}$) [5, 146], se usa la siguiente ecuación [147]:



$$K_{\text{sp-CaSO}_4} = 0,0016 \cdot (FI_r)^{0,6742} \quad (4.25)$$

Se calcula el producto iónico del CaSO_4 (PI_{CaSO_4}) para saber si es necesaria la dosificación de anti-incrustante:

$$PI_{\text{CaSO}_4} = \left(\frac{[\text{SO}_4]_a \cdot FC_{\text{max}}}{96.000} \right) \cdot \left(\frac{[\text{Ca}]_a \cdot FC_{\text{max}}}{40.080} \right) \quad (4.26)$$

Donde $[\text{SO}_4]_a$ es la concentración de sulfatos en el agua de alimentación.

- Si el $PI_{\text{CaSO}_4} \leq 0,8 \cdot K_{\text{sp-CaSO}_4}$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $PI_{\text{CaSO}_4} > 0,8 \cdot K_{\text{sp-CaSO}_4}$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.2.4. Sulfato de bario

El procedimiento es análogo al del CaSO_4 [5, 148]. El producto de solubilidad del BaSO_4 ($K_{\text{sp-BaSO}_4}$) se determina con la siguiente ecuación [147]:

$$K_{\text{sp-BaSO}_4} = 7 \cdot 10^{-9} \cdot (FI_r)^{0,835} \quad (4.27)$$

$$PI_{\text{BaSO}_4} = \left(\frac{[\text{SO}_4]_a \cdot FC_{\text{max}}}{96.000} \right) \cdot \left(\frac{[\text{Ba}]_a \cdot FC_{\text{max}}}{137.340} \right) \quad (4.28)$$

Donde $[\text{Ba}]_a$ es la concentración de bario en el agua de alimentación.

Las condiciones para dosificar o no anti-incrustante son similares a las del CaSO_4 :

- Si el $PI_{\text{BaSO}_4} \leq 0,8 \cdot K_{\text{sp-BaSO}_4}$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $PI_{\text{BaSO}_4} > 0,8 \cdot K_{\text{sp-BaSO}_4}$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.2.5. Sulfato de estroncio

Al igual que el apartado anterior [5, 147]:

$$K_{\text{sp-SrSO}_4} = 1 \cdot 10^{-5} \cdot (FI_r)^{0,6916} \quad (4.29)$$

$$PI_{\text{SrSO}_4} = \left(\frac{[\text{SO}_4]_a \cdot FC_{\text{max}}}{96.000} \right) \cdot \left(\frac{[\text{Sr}]_a \cdot FC_{\text{max}}}{87.620} \right) \quad (4.30)$$

Donde $[\text{Sr}]_a$ es la concentración de estroncio en el agua de alimentación.

Las condiciones para dosificar o no anti-incrustante son similares a las de los apartados anteriores:



- Si el $PI_{\text{SrSO}_4} \leq 0,8 \cdot K_{\text{sp-SrSO}_4}$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $PI_{\text{SrSO}_4} > 0,8 \cdot K_{\text{sp-SrSO}_4}$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.2.6. Fluoruro de calcio

Se determina el producto iónico para el CaF_2 (PI_{CaF_2}), y se compara con el producto de solubilidad ($K_{\text{sp-CaF}_2}$) [19], tomy o una opción un poco más conservadora, lo compararemos con $4 \cdot 10^{-11}$ [147]:

$$K_{\text{sp-CaF}_2} \simeq 4 \cdot 10^{-11} \quad (4.31)$$

$$PI_{\text{CaF}_2} = \left(\frac{[\text{F}]_a \cdot FC_{\text{max}}}{19.000} \right) \cdot \left(\frac{[\text{Ca}]_a \cdot FC_{\text{max}}}{40.080} \right) \quad (4.32)$$

- Si el $PI_{\text{CaF}_2} \leq 4 \cdot 10^{-11}$, no es necesario dosificar anti-incrustante.
- Si el $PI_{\text{CaF}_2} > 4 \cdot 10^{-11}$, es necesario dosificar anti-incrustante.

4.3. Restricciones

Se han considerado membranas de 4 y 8 pulgadas de diámetro y 40 pulgadas de largo, por ser las más usadas en desalación de agua salobre. De la familia BW30, ya que la experimentación se ha realizado sobre las membranas de dicha familia. El fabricante (Dow[®]), establece unas restricciones por elemento en cuanto a recuperación máxima (R_{max}), flujo de permeado máximo ($Q_{\text{p-max}}$), flujo de rechazo máximo ($Q_{\text{r-min}}$) y flujo de alimentación máximo ($Q_{\text{a-max}}$), todas en función del origen y SDI del agua de alimentación (Tabla 4.1) en este caso, editables por el usuario pero nunca rebasando los límites establecidos por el fabricante.

Además de poder modificar la restricciones del fabricante, el usuario puede añadir más restricciones, de forma que el algoritmo detenga el cálculo de un sistema de OI cuando las variables de salida del elemento no cumplan con dichas condiciones. Estas aluden a concentraciones máximas admisibles de ciertos iones en el permeado o a la concentración de STD en el producto ($(STD)_p$). Todas las restricciones (incluyendo R_{max}) se almacenan en la función “Etapa”, en donde se verificará si los parámetros de salida del elemento OI (Función CAL_ Elemento) cumplen dichas restricciones. De ser así, se añade un nuevo elemento y se vuelve a ejecutar la función CAL_ Elemento. De lo contrario, el número de elementos queda determinado y por tanto la configuración del sistema de OI. La Figura 4.4 muestra un diagrama con dicho procedimiento para la primera etapa, siendo análogo para



Tabla 4.1: Restricciones del fabricante.

Ítem	Elemento	Tipo agua alimentación y <i>SDI</i>			
		Producto OI (<i>SDI</i> < 1)	Pozo (<i>SDI</i> < 3)	Superficial (<i>SDI</i> < 3)	Superficial (<i>SDI</i> < 5)
R_{\max}	BW30-4040	30	25	20	20
	BW30-365	30	19	17	15
	BW30-400	30	19	17	15
	BW30-440	30	19	17	15
$Q_{p-\max}$	BW30-4040	11,7	9,8	7,9	7,9
	BW30-365	38	31	27	25
	BW30-400	42	34	30	27
	BW30-440	45	38	33	30
$Q_{r-\min}$	BW30-4040	0,5	0,7	0,7	0,7
	BW30-365	2,3	3	3	3,4
	BW30-400	2,3	3	3	3,4
	BW30-440	2,3	3	3	3,4
$Q_{a-\max}$	BW30-4040	3,6	3,6	3,6	3,6
	BW30-365	15	15	14	13
	BW30-400	17	17	17	15
	BW30-440	17	17	17	15

la segunda y tercera etapa, en donde los parámetros de entrada serán los de salida de la etapa anterior. El número máximo de DP estará restringido al número de DP de la etapa anterior menos 1, añadiendo la posibilidad de bombeos entre etapas.

4.4. Configuraciones de sistemas de ósmosis inversa considerados

Se han considerado sistemas de OI de hasta tres etapas, de un paso, multi-arreglo (no solo los más usuales como 3:2:1, 2:1, o 3:2.) y de 1 a 8 elementos de membrana por DP (Figura 4.5). No se han tenido en cuenta sistemas de dos pasos o con recirculación de rechazo por ser menos habituales. Este último presenta dificultades en cuanto a obtener una calidad de agua producto constante, además requeriría de un gran depósito de agua de alimentación para homogeneizar la mezcla rechazo-alimentación. El algoritmo permite el uso de un mismo elemento de membrana en todo el sistema de OI, por lo que no se pueden combinar elementos de distinto diámetro, ni del mismo diámetro pero de distinta superficie activa. El número de ele-

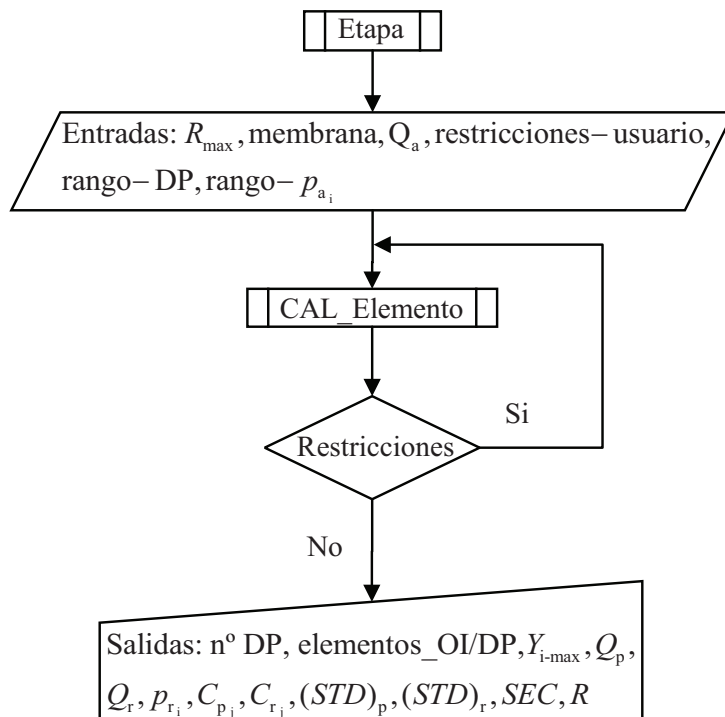


Figura 4.4: Cálculo de las etapas del sistema de OI.

mentos por DP en cada etapa es el mismo, no teniendo que coincidir entre distintas etapas. Se consideran bombes entre etapas de 1 y 2 kg cm⁻² de presión y todas sus combinaciones posibles.

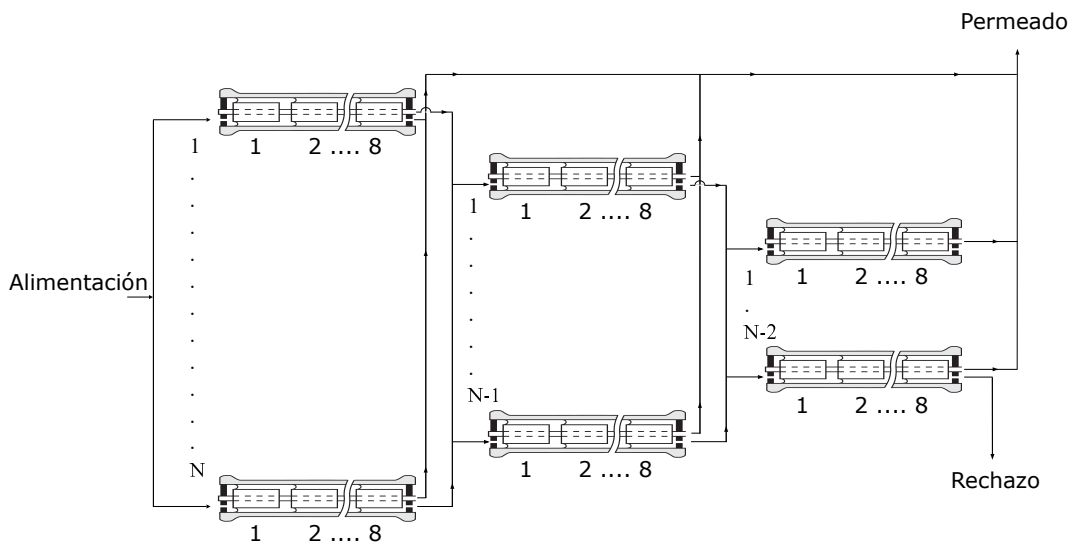


Figura 4.5: Configuraciones de sistemas de OI considerados.



4.5. Ecuaciones utilizadas para el transporte de agua y soluto en membranas de arrollamiento en espiral

Las ecuaciones de transporte utilizadas corresponden al modelo de solución-difusión [149]:

$$Q_p = A \cdot (\Delta p - \Delta \pi) \cdot S_m \quad (4.33)$$

Donde Q_p es el caudal de permeado, A el coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana, $(\Delta p - \Delta \pi)$ es la presión transmembrana neta (PTN) y S_m es la superficie activa de la membrana.

$$Q_s = B \cdot \Delta C \cdot S_m \quad (4.34)$$

Donde Q_s es el flujo de sales a través de la membrana, B el coeficiente de permeabilidad a las sales de la membrana, ΔC es la diferencia de concentración de sales entre ambos lados de la membrana. Estas ecuaciones pueden aplicarse de tres formas:

- Al sistema de OI.
- Al DP.
- Al elemento de OI.

El comportamiento de las membranas dentro de un mismo elemento no es el mismo, ni el de un elemento respecto a otro, ya que el proceso de fabricación no es “perfecto”. Desde el punto de vista del diseño, resulta conveniente tomar valores promedios, pudiéndose tomar estos de las tres formas mencionadas. La tercera opción es la más precisa, pero la que más tiempo requiere. Esta es la que suelen usar los programas comerciales y la elegida para este trabajo. Por lo tanto, se trabaja con valores promedios en el elemento de OI, teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Se desprecia la variación de caída de presión en el lado del permeado del elemento i ($p_{p_i} = \text{cte} = 0,35 \text{ kg cm}^{-2}$ (5 psi)).
- Caída de presión constante a lo largo del elemento i en el lado de alimentación-rechazo (Δp_{ar_i}).
- Caudal de permeado constante a lo largo del elemento i .



- Concentración alimentación-rechazo (C_{ar_i}), concentración sobre la superficie de la membrana (C_{m_i}) y p_{a_i} constantes a lo largo del elemento i .

El coeficiente A (Ecuación 4.33) depende de la presión osmótica sobre la membrana (π_{m_i}), de la temperatura, por lo que se multiplicará por un factor de corrección por temperatura (FCT) y del factor de flujo (FF), este último pretende estimar la variación de A en función del ensuciamiento y del tiempo de operación, por lo que inicialmente será 1.

$$A = A(\pi_{m_i}) \cdot FCT \cdot FF \quad (4.35)$$

Donde:

Si $\pi_{m_i} \leq 25$ psi:

$$A(\pi_{m_i}) = A_0 \cdot 0,58 \quad (4.36)$$

Si $25 < \pi_{m_i} \leq 200$ psi:

$$A(\pi_{m_i}) = \left(A_0 - 0,011 \cdot \left(\frac{\pi_{m_i} - 25}{35} \right) \right) \cdot 0,58 \quad (4.37)$$

Si $200 < \pi_{m_i} \leq 400$ psi:

$$A(\pi_{m_i}) = (A_{200} - 0,0001 \cdot (\pi_{m_i} - 200)) \cdot 0,58 \quad (4.38)$$

Las expresiones para la determinación de A aparecen multiplicadas por 0,58 por conversión de unidades, de (gfd psi⁻¹) a (m³ m⁻² d⁻¹ kg⁻¹ cm²). Para el cálculo de π_{m_i} se asume que C_{m_i} es constante a lo largo del elemento de OI, lo que equivale a decir, que el efecto del fenómeno de polarización por concentración también lo es:

$$\pi_{m_i} = \pi_{a_i} \cdot \frac{C_{ar_i}}{C_{a_i}} \cdot FP_i \quad (4.39)$$

Donde π_{a_i} es la presión osmótica del agua de alimentación y FP_i es el factor de polarización por concentración del elemento i .

$$\pi_{a_i} = 0,0787 \cdot (273 + T) \cdot \Sigma m_j \quad (4.40)$$

$$C_{m_i} = C_{ar_i} \cdot FP_i \quad (4.41)$$

$$C_{ar_i} = C_{a_i} \cdot \left(\frac{1 + FC_i}{2} \right) \quad (4.42)$$



$$FP_i = \exp(0,7 \cdot Y_i) \quad (4.43)$$

Siendo Y_i la recuperación en tanto por uno del elemento i , valor que inicialmente se debe suponer.

El FCT de setermina de la siguiente forma [150]:

Si $T \geq 25^\circ\text{C}$:

$$FCT = \exp \left[2,640 \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{273 + T} \right) \right] \quad (4.44)$$

Si $T \leq 25^\circ\text{C}$:

$$FCT = \exp \left[3,020 \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{273 + T} \right) \right] \quad (4.45)$$

El término correspondiente a la PTN depende de P_{a_i} (este valor se supone), Δp_{ar_i} , P_{p_i} , π_{m_i} y la presión osmótica media del permeado (π_{p_i}):

$$PTN = (\Delta p - \Delta \pi) = p_{a_i} - \frac{\Delta p_{ar_i}}{2} - p_{p_i} - \pi_{m_i} + \pi_{p_i} \quad (4.46)$$

El término Δp_{ar_i} depende de dos parámetros obtenidos experimentalmente (a y b) y del caudal medio del lado alimentación-rechazo:

$$\Delta p_{ar_i} = \left(a \cdot \left(\frac{Q_{a_i} + Q_{r_i}}{2} \right)^b \right) \cdot 0,07 \quad (4.47)$$

Para el cálculo de π_{p_i} , se disponen de los coeficientes de permeabilidad iónica promedio (B), que dependen de la temperatura, de ahí que tenga que multiplicarse por FCT (Ecuación(4.48)). Esto nos permite calcular la concentración de los iones j en el permeado (C_{p_j}):

$$C_{p_j} = B_j \cdot FP_i \cdot FCT \cdot \frac{S_m}{Q_{p_i}} \cdot \left(\frac{C_{a_j} \cdot (1 + FC_i)}{2} \right) \quad (4.48)$$

Obtenido C_{p_j} , π_{p_i} se calcula según la Ecuación (4.40). Calculamos Q_{p_i} , con ello Y_i y comparamos con el valor supuesto. Por tanto, la función a minimizar es la diferencia entre ambas recuperaciones unitarias del elemento. Puesto que conocemos el intervalo en el que se mueve la variable (0-1), se recurrió a una función de optimización que buscara mínimos dentro de un intervalo fijado. La función utilizada es “fminbnd” implementada en MATLAB[®], se trata de un método de optimización de búsqueda directa [151, 152]. La Figura 4.6 muestra el procedimiento de cálculo de los elementos de OI.

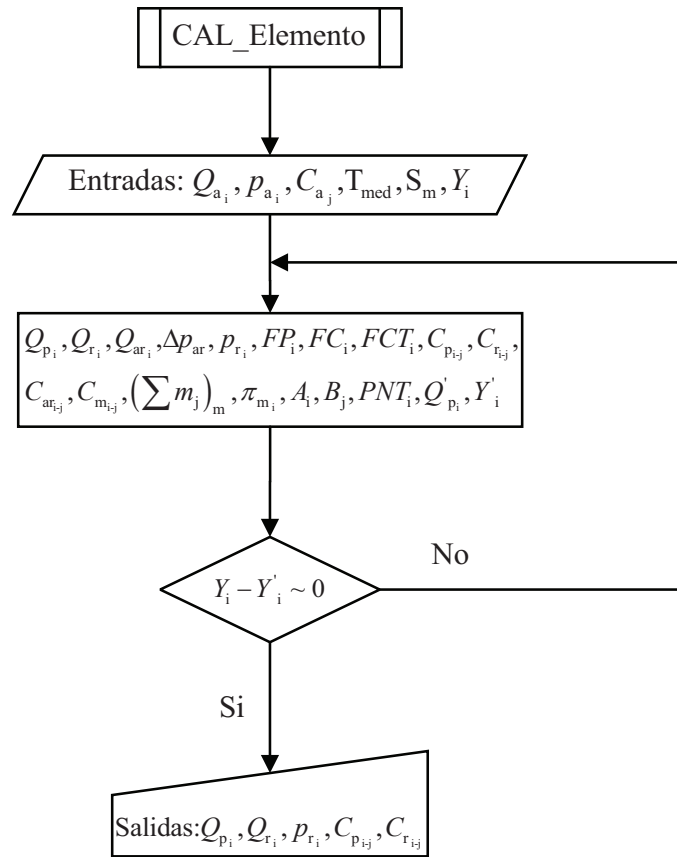


Figura 4.6: Cálculo de los parámetros de los elementos de OI.

4.6. Post-procesado. Análisis de resultados y elección del sistema de ósmosis inversa

Una vez calculados los posibles sistemas de OI, se pasa a la interfaz gráfica de post-procesado, en donde los resultados se muestran en una tabla. Cada solución (sistema de OI) genera una fila y la información en cada columna viene dada según: n° de etapas, n° de DP por etapa, n° de elementos por DP y por etapa, n° total de elementos en el sistema, presión de los bombeos entre etapas. En lo referente a las condiciones de operación, se han añadido una serie de columnas que aportan información del sistema, presiones de alimentación por etapa, SEC , Q_p , $(STD)_p$, concentración en el permeado de cada ión. Además de los dos anteriores, se añade información relativa a las restricciones del sistema, como son: la recuperación máxima, máxima concentración admisible de ciertos iones y de los $(STD)_p$ y en lo referente a los parámetros de la Tabla 4.1.



La tabla de resultados es ordenable y multi-filtrable, lo que permite al usuario clasificar los resultados de mayor a menor y viceversa según la columna que elija, simplemente pulsando sobre la cabecera de dicha columna. La fila justo debajo de la cabecera está reservada para la escritura del usuario, permitiendo al mismo, que la tabla sólo muestre los resultados que cumplan las condiciones de menor, mayor e igual. Esto se puede llevar a cabo de forma simultánea en varias columnas, permitiendo obtener la intersección de varios subconjuntos, siendo dicha intersección también ordenable según el parámetro elegido por el usuario.

Capítulo 5

Ajuste y validación

5.1. Introducción

Los datos de operación de una planta desaladora dependen intrínsecamente del agua de entrada y de las características de la instalación. En este capítulo se describe la planta, como se han tomado los datos y las condiciones de trabajo a las que ha estado sometida. Dichos datos de operación se han normalizado como es habitual en este tipo de instalaciones, permitiendo una comparación con otras instalaciones. También se han determinado los índices de saturación LSI y $S&DSI$, tanto reales como teóricos a fin de comprobar el margen de seguridad en la metodología de cálculo. A parte de la planta mencionada, también se disponen de los datos iniciales de tres plantas desaladoras más, instaladas en otra zona de la isla, por tanto, con aguas de alimentación de unas características distintas, pero con la misma membrana instalada en todas ellas. Esto ha permitido una validación más completa de los resultados del algoritmo. La configuración de los sistemas de OI de las plantas se han comparado con configuraciones alternativas, de forma que, cumpliendo con los requisitos de cada caso, se consiga una producción de agua más eficiente que los sistemas actualmente instalados. Para ello, se han utilizado las mismas restricciones utilizadas por el diseñador y la misma membrana, con el fin de que la comparativa sea válida, puesto que, cuanto más cerca estemos de los límites impuestos por el fabricante, más eficientes pueden ser los sistemas de OI. Se ha utilizado la misma membrana, ya que el uso de una con más superficie activa podría proporcionarnos posibilidades más eficientes inicialmente, siendo el comportamiento a largo plazo una incógnita. La predicción del rendimiento de este tipo de instalaciones es relevante. Esto proporciona información acerca de la frecuencia de limpiezas químicas, eficiencia de las mismas o cuando se debería de llevar a cabo el reemplazo de membranas entre otros. El algoritmo proporciona



dicha información, haciendo uso de un modelo desarrollado, utilizando los datos experimentales de la membrana estudiada descritos en este capítulo. Finalmente, se muestran los resultados de la autopsia de dichas membranas, con el fin de conocer las causas responsables del decaimiento del rendimiento de la planta durante aproximadamente 80.000 horas de operación.

5.2. Descripción y toma de datos de la planta

La planta desaladora de agua salobre por OI (Figura 5.1) está localizada en la isla de Gran Canaria y fue diseñada para desalar agua de pozo con fines agrícolas (riego de plataneras). Esta planta fue construida en 1983 y desde entonces ha sufrido algunas modificaciones [122, 153]. La capacidad de producción se mantuvo prácticamente constante, alrededor de $360 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$, estando en operación desde Junio de 2004 hasta Septiembre de 2015. Dispone de una motobomba centrífuga sumergible (Grundfos[®] SP 45-6), construida en acero inoxidable AISI-316, de 6 impulsores para bombear el agua de alimentación desde el pozo subterráneo. La motobomba dispone de dos equipos de hidronivel, situados en el pozo y en el depósito de alimentación respectivamente, cuya misión es la puesta en marcha y parada automáticas. La tubería de impulsión de la motobomba, desde el pozo al depósito de alimentación, es de polietileno (PE), de 90 mm. de diámetro y 6 atm. de presión nominal. El equipo de alimentación está constituido por una motobomba centrífuga de superficie (1 impulsor), construida en acero inoxidable AISI-316 (MONOBLOCK RD-70). La motobomba dispone de cebado automático y equipo de hidronivel en el depósito de alimentación, para parada automática de protección en caso de falta de líquido. La tubería de impulsión de la motobomba de alimentación, hasta la entrada a la motobomba de alta presión es de PVC de 75 mm. de diámetro y 10 atm. de presión nominal. Se instalaron filtros de cartuchos de polipropileno de $5 \mu\text{m}$ de diámetro nominal (Fluytec[®] 4PP5). Los filtros de cartuchos se reemplazaron cada 8 meses aproximadamente. El equipo de dosificación de antiincrustante está formado por un depósito de polietileno de 100 l. de capacidad, con equipo de hidronivel incorporado, y una bomba dosificadora (Prominent[®] BT4b 1601) capaz de aportar un caudal de dosificación mínimo/máximo de $0,05/0,5 \text{ l h}^{-1}$ de solución 100 % concentrada, o el caudal equivalente para soluciones diluidas. Los antiincrustantes utilizados fueron Vitec[®] 3000 (Avista[®] Technologies) y Osmotech[®] 1141 (BKG[®] Water Solutions, en la actualidad pertenecen a Kurita Water Industries Ltd), con



una dosificación de 6 mg l^{-1} . La bomba de alta presión es vertical centrífuga multietapa (Grundfos[®] CRN 30-160). Las tuberías de alta presión, la general de descarga, las de derivación a los DP, las de salida del rechazo de éstos, las del colector general de rechazo, así como la de enlace de éste con la válvula de control de flujos, están realizadas en acero inoxidable tipo AISI-316L. Siendo las válvulas incorporadas a ellas del mismo material. El arranque y parada de la motobomba se realiza de forma secuencial, automática y de forma que, tanto el caudal como la presión de alimentación a los módulos de OI, sube de forma escalonada y durante una secuencia de tiempo suficiente para purgar completamente el sistema de OI. Como medida de seguridad, están instalados tanto en la aspiración como en la descarga de la bomba, sendos presostatos que la dispararán en caso de falta de presión (aspiración) o en caso de sobrepresión (descarga) por cierre circunstancial de alguna válvula. En la aspiración y en la descarga de la bomba están instalados manómetros (Nuova Fima en acero inoxidable) para el control de la misma. El sistema de OI está compuesto por 5 DP, arreglo 3+2, el número de elementos de OI por DP fue de 6 elementos, tanto en la primera etapa como en la segunda. El elemento de OI utilizado fue el BW30-400 Filmtec[™]. No dispone ni de bombeos entre etapas, ni de sistemas de recuperación energética. Los parámetros de operación, tales como, la conductividad del agua de alimentación, presión de alimentación, caídas de presión, recuperación de flujo y conductividad del permeado, fueron tomados mensualmente, y las muestras del agua de alimentación y del producto, cada dos meses.

Los productos químicos utilizados para las LQ en principio (Bioclean 511 (Alcalino) y Bioclean 103A (ácido) de GE Betz Inc. manufacturer) fueron reemplazados después de la sexta limpieza (LQ6) debido a su poca eficacia. Los productos mencionados fueron sustituidos por otros de la compañía BKG Water Solutions, ahora de Kurita Water Industries Ltd, Osmotech 2691(alcalino) y Osmotech 2575(ácido), los cuales tuvieron una mayor eficacia. Hay que tener en cuenta, que la realización de las LQ también dependen de la situación económica de los propietarios, no siempre puede llevarse a cabo cuando es necesaria. Tanto las limpiezas en medio ácido como en medio alcalino fueron de 40 minutos.

5.3. Datos de operación

El agua de alimentación tuvo una concentración de *STD* comprendida entre $3,1$ y $7,8 \text{ g l}^{-1}$. La conductividad de dicha agua presentó fluctuaciones

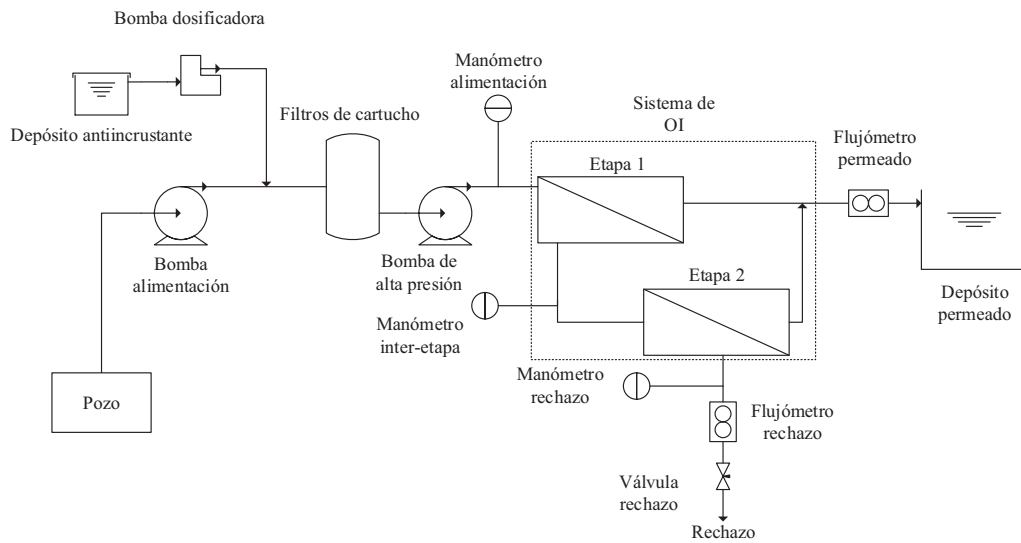


Figura 5.1: Diagrama de flujos de la planta.

importantes, pero nunca excedió los $13.120 \mu\text{S cm}^{-1}$ (Figura 5.2). El drástico descenso de la conductividad en la hora de operación 6.584, se debió a que la planta estuvo parada varios días por avería en la bomba sumergible. La temperatura del agua de alimentación permaneció prácticamente constante ($22 \text{ }^\circ\text{C}$). La composición inorgánica del agua de alimentación se muestra en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1: Composición inorgánica del agua de alimentación a lo largo del periodo de operación de la planta.

Ion	Concentraciones (mg/L)
Ca^{2+}	68,14-336,47
Mg^{2+}	79,40-467,43
Na^+	635,90-2.319,92
K^+	17,99-79,37
HCO_3^-	505,25-1.041,61
SO_4^-	254,11-1.177,82
NO_3^-	30,38-423,46
Cl^-	1.017,35-3.344,94
SiO_2	27,50-46,00
<i>STD</i>	3.144,70-7.790,76

Como muestra la Figura 5.3, la presión de alimentación al inicio fue de

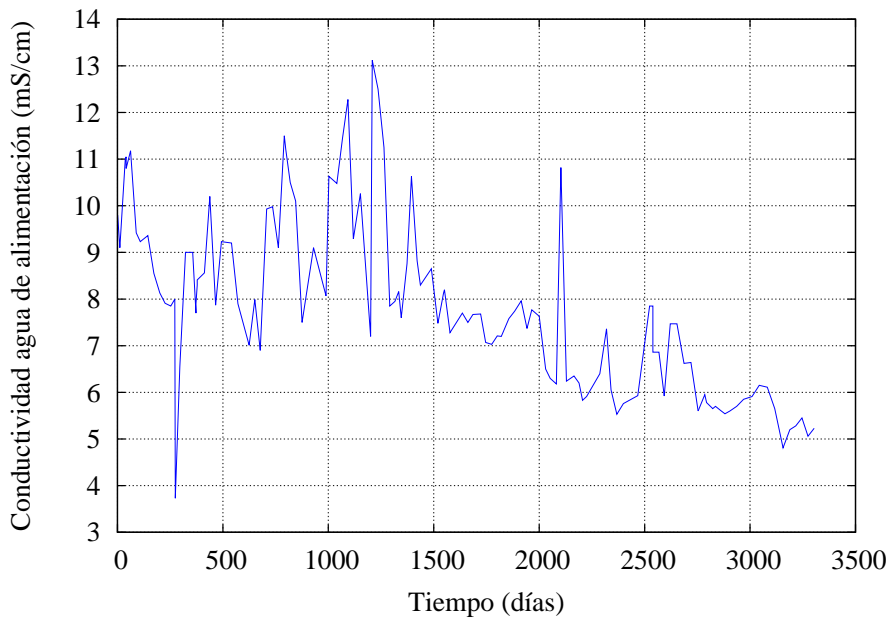


Figura 5.2: Conductividad del agua de alimentación.

aproximadamente 1.372,93 kPa, incrementándose hasta unos 2.353,60 kPa. La pérdida de rendimiento de la instalación fue debida principalmente al ensuciamiento, incrustaciones y compactación. La presión de alimentación fluctuó debido a las variaciones en la conductividad del agua de alimentación y sobre todo a las limpiezas químicas (LQ), las cuales, han tenido que ser más frecuentes en los últimos años, siendo menos efectivas en las últimas 10.000 horas de operación (Figura 5.7). En la Figura 5.4, se muestran las variaciones de las caídas de presión en cada etapa durante el periodo de operación.

La recuperación de flujo ha estado en torno al 60 %, tal y como se muestra en la Figura 5.5. Por lo que el caudal de permeado ha sido de aproximadamente $15 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ durante los 10 años de operación. La conductividad del permeado ha fluctuado entre 100 y $300 \mu\text{S cm}^{-1}$ (Figura 5.6), lo que la hace adecuada para el riego de este tipo cultivos [154,155].

5.4. Procedimiento de normalización

Las condiciones de operación de plantas desaladoras por OI, como la presión de alimentación, recuperación de flujo y características del agua de alimentación, pueden variar, causando cambios en el flujo de permeado y en el rechazo de sales. Es necesario comparar dichos parámetros bajo las

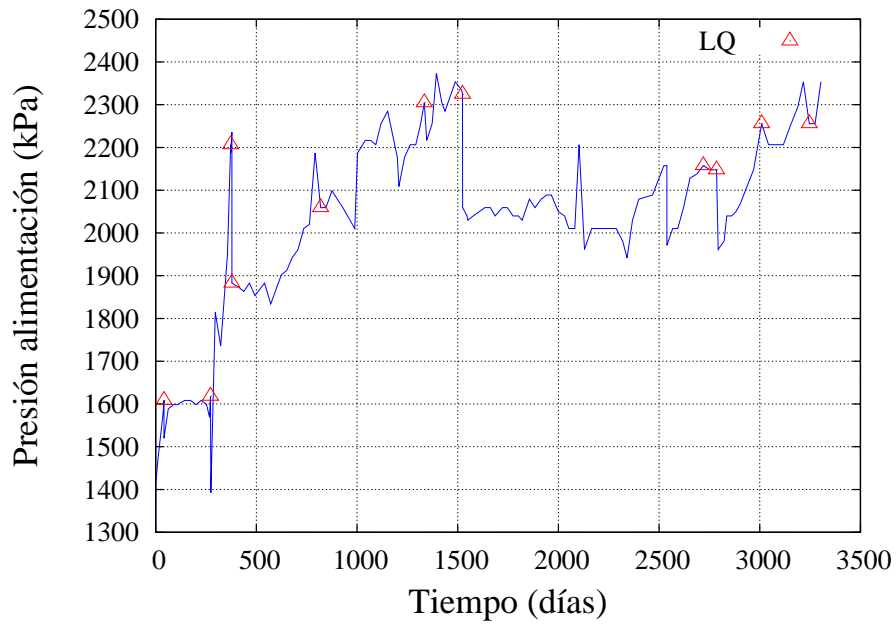


Figura 5.3: Presión de alimentación.

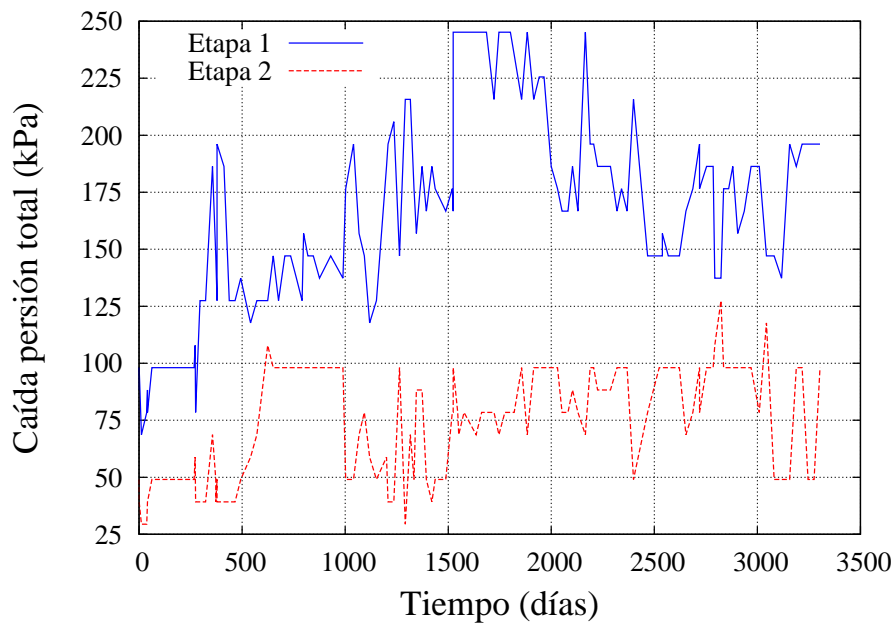


Figura 5.4: Caídas de presión en las dos etapas.

mismas condiciones de operación, por tanto hay que normalizar los datos. El método elegido para normalizar el rendimiento de la planta fue el establecido por la ASTM [156]:

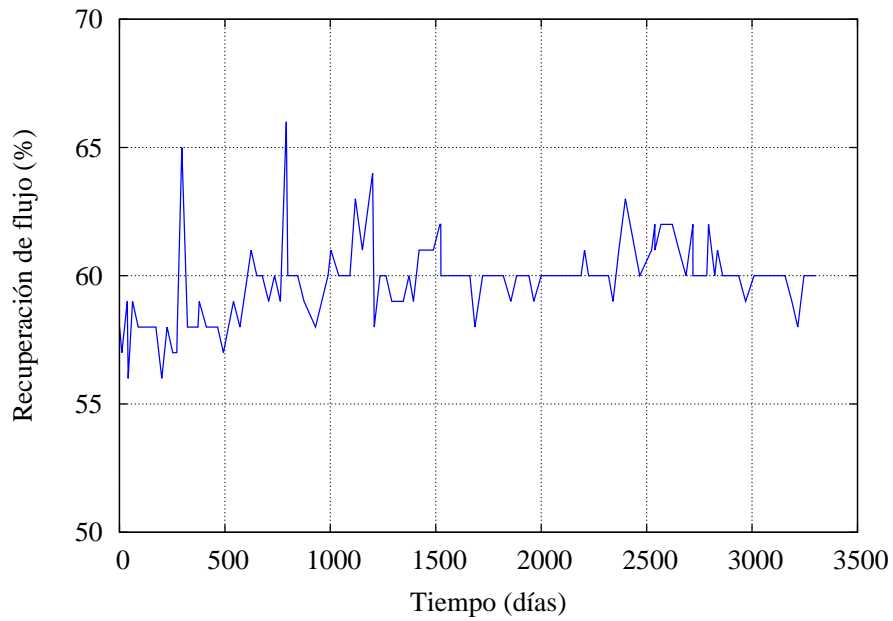


Figura 5.5: Recuperación de flujo.

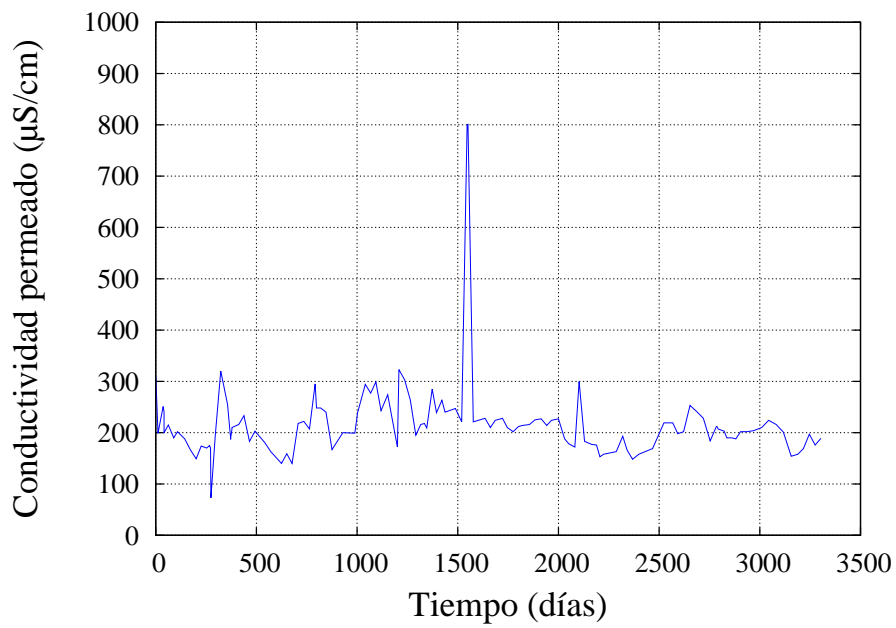


Figura 5.6: Conductividad del permeado.

1. Normalización del flujo de permeado,

$$C_{ar} = C_a \cdot \ln[1/(1 - Y)]/Y \quad (5.1)$$



Donde C_{ar} es la concentración alimentación-rechazo en mg l^{-1} como NaCl, C_a es la concentración del agua de alimentación en mg l^{-1} como NaCl e Y la recuperación de flujo en tanto por uno.

$$\pi_{ar} = 0,2654C_{ar}(T + 273,15)/(1000 - C_{ar}/1000) \quad (5.2)$$

Donde π_{ar} es la presión osmótica alimentación-rechazo.

$$A = \left(p_{a-n} - \frac{\Delta p_{ar-n}}{2} - p_{p-n} - \pi_{ar-n} + \pi_{p-n} \right) \cdot FCT_n \quad (5.3)$$

Donde p_{a-n} , Δp_{ar-n} , p_{p-n} , π_{ar-n} , π_{p-n} y FCT_n son la presión de alimentación, caída de presión promedio alimentación-rechazo, presión de permeado, presión osmótica promedio alimentación-rechazo, presión osmótica del permeado y factor de corrección por temperatura en condiciones normalizadas respectivamente. Las condiciones normalizadas fueron tomadas de la muestra estándar, que fue la más cercana a los promedios en términos de conductividad del agua de alimentación, pH, temperatura, presión de alimentación, etc.

$$B = \left(p_{a-r} - \frac{\Delta p_{ar-r}}{2} - p_{p-r} - \pi_{ar-r} + \pi_{p-r} \right) \cdot FCT_r \quad (5.4)$$

Donde p_{a-r} , Δp_{ar-r} , p_{p-r} , π_{ar-r} , π_{p-r} y FCT_r son la presión de alimentación, caída de presión promedio alimentación-rechazo, presión de permeado, presión osmótica promedio alimentación-rechazo, presión osmótica del permeado y factor de corrección por temperatura en condiciones reales respectivamente.

$$Q_{p-n} = \frac{Q_{p-r} \cdot A \cdot FCT_n}{B \cdot FCT_r} \quad (5.5)$$

Donde Q_{p-n} y Q_{p-r} son el flujo de permeado en condiciones normalizadas y reales respectivamente.

2. Normalización del paso de sales,

$$\%SP_n = \frac{EPF_r \cdot \%SP_r \cdot B \cdot C_{ar-n} \cdot C_{a-r}}{EPF_n \cdot A \cdot C_{ar-r} \cdot C_{a-n}} \quad (5.6)$$

Donde EPF_r , EPF_n , SP_n , SP_r , C_{ar-n} , C_{ar-r} , C_{a-r} y C_{a-n} son el flujo de permeado promedio por elemento, paso de sales, concentración promedio alimentación-rechazo y concentración del agua de alimentación en condiciones normalizadas y reales respectivamente.



5.5. Datos normalizados e índices de saturación

Existió un decremento del flujo de agua producto normalizado del 40 % en los primeros 500 días de operación. La planta se estabilizó a partir del día 700 en torno a un valor de $14 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de flujo de permeado normalizado, tal y como muestra la Figura 5.7. El elemento de membrana instalado en la planta (BW30-400), mostró un comportamiento bastante estable en términos de rechazo de sales (decremento de 1,2 %). Abbas y col. [157] también estudiaron el rendimiento de la misma membrana (BW30-400 FilmtecTM), pero bajo diferentes condiciones de operación y durante un periodo de 12.000 horas. A lo largo de dicho periodo de operación el rechazo de sales disminuyó hasta un 1,9 %. En la Figura 5.9, se muestra la evolución de la *PNT* a lo largo del periodo de operación.

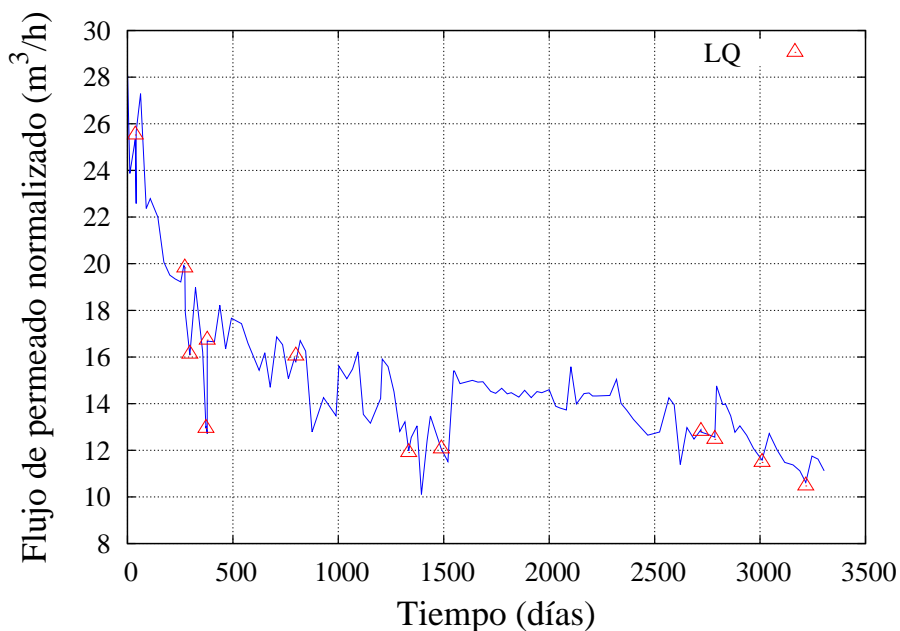


Figura 5.7: Flujo de permeado normalizado.

A partir de las muestras tomadas, se determinaron los índices de saturación *LSI* y *S&DSI*, con el propósito de compararlos con los valores teóricos. El procedimiento de determinación de estos valores teóricos es uno de los utilizados para establecer la condición de contorno de recuperación máxima explicada anteriormente. Las Figuras 5.10 y 5.11, muestran como hay una diferencia aproximada de entre un 5 % - 15 % entre los valores teóricos y los reales, estando estos últimos siempre por debajo.

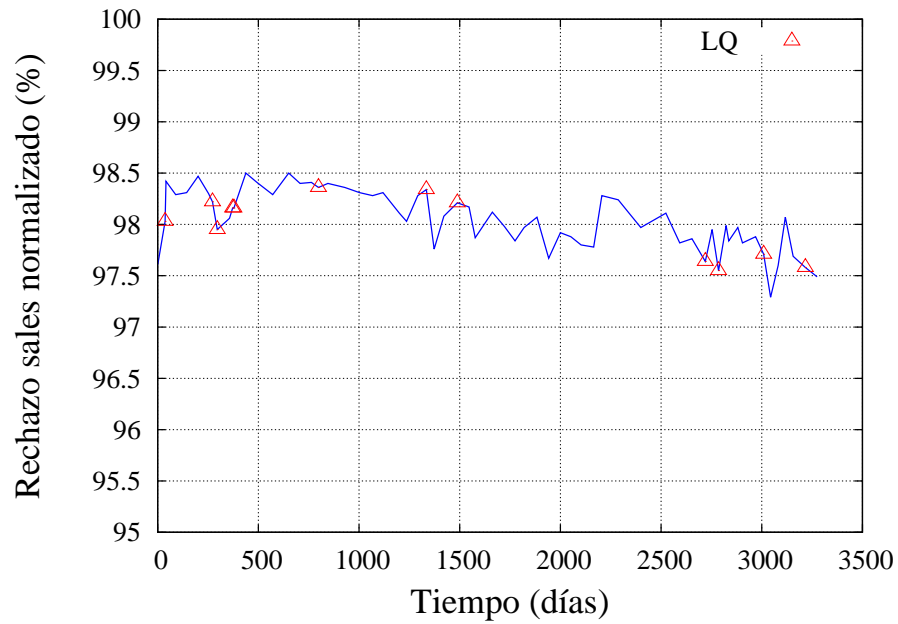


Figura 5.8: Rechazo de sales normalizado.

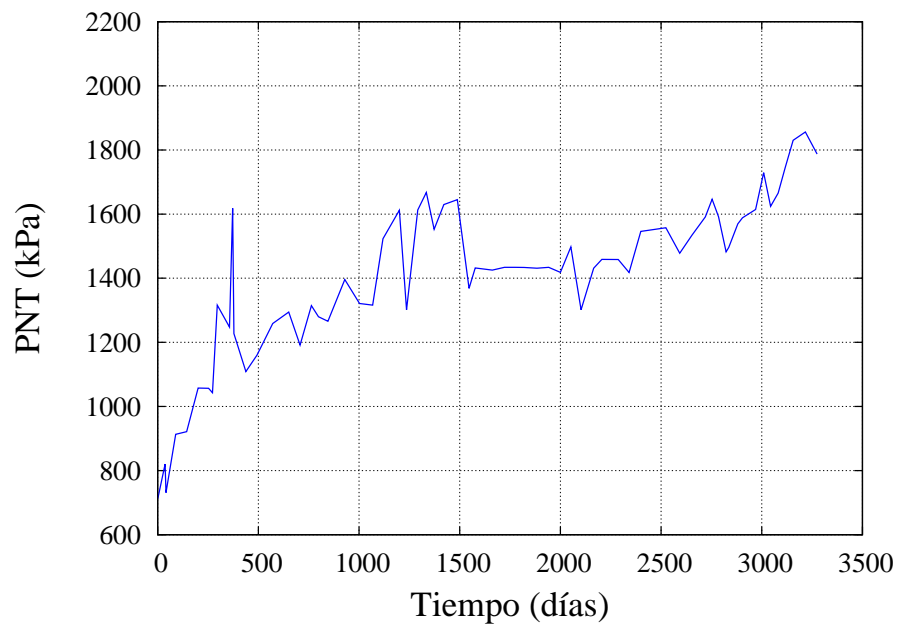


Figura 5.9: Presión neta transmembrana promedio.

5.6. Diseño de sistemas de ósmosis inversa para agua salobre

Para validar el programa de diseño, se han llevado a cabo varias simulaciones de plantas construidas y puesta en operación en la isla de Gran

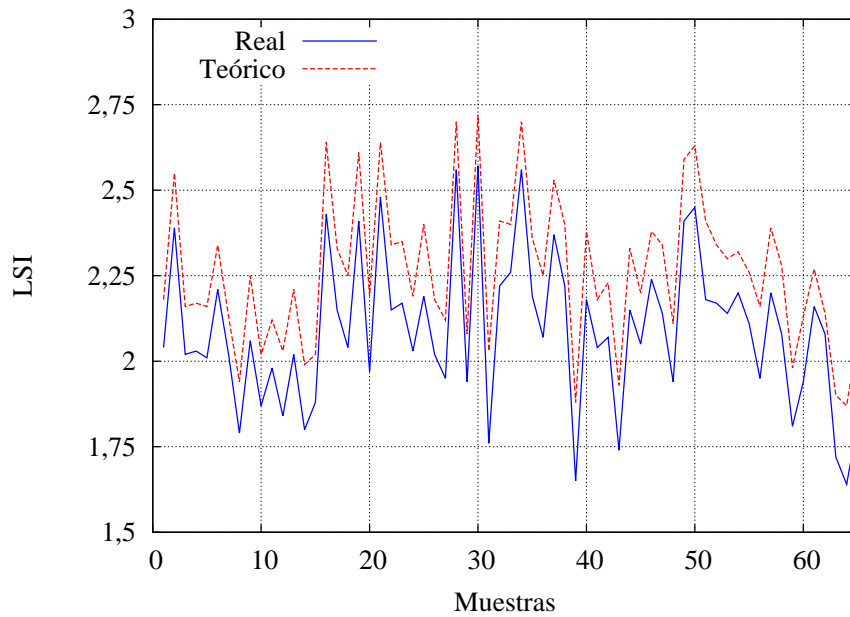


Figura 5.10: Valores reales y teóricos del LSI.

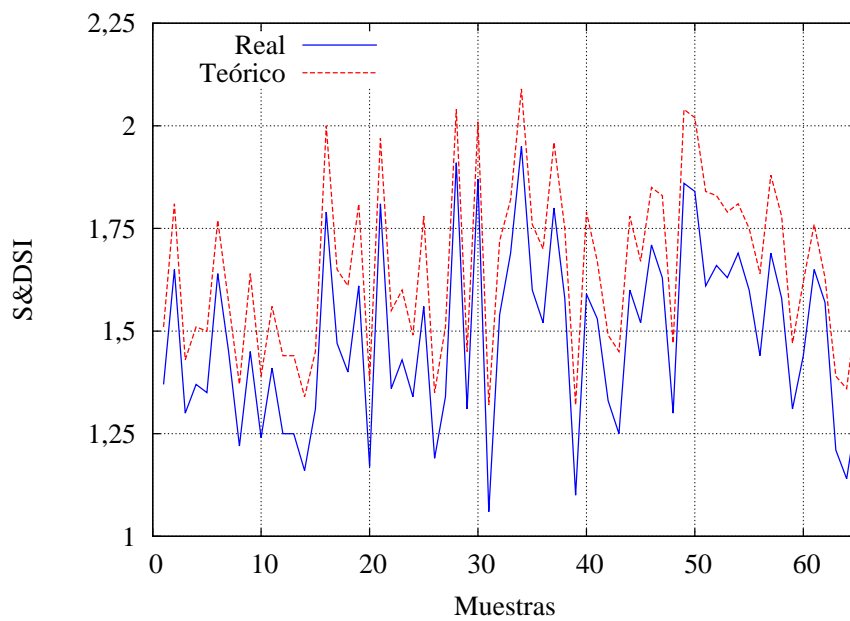


Figura 5.11: Valores reales y teóricos del S& DSI.

Canaria. Con el fin de comparar los puntos de funcionamiento iniciales, una vez estabilizada la instalación, con el estimado por el programa del fabricante (ROSA) y con el algoritmo propuesto en esta tesis. Estas simulaciones



son a título comparativo, así que se ha supuesto, en todos los casos, un rendimiento de los equipos de bombeo similar, en este caso del 100 %. El primer caso, es el de la planta estudiada en esta tesis, cuya composición inorgánica del agua de alimentación y producto corresponde a la primera muestra del apéndice A. Esta agua se caracteriza por las altas concentraciones de bicarbonato.

Tabla 5.2: Caso práctico 1.

	Real	ROSA	Programa
Arreglo	3(6):2(6)	3(6):2(6)	3(6):2(6)
Booster	No	No	No
p_a (MPa)	1,41	1,31	1,37
Q_a (m ³ d ⁻¹)	600	600	600
R (%)	58	58	58
SEC (kW h m ⁻³)	0,676	0,626	0,658
STD_p (mg l ⁻¹)	155,92	203,82	130,92

Los otros tres casos estudiados, son de plantas construidas al noroeste de la isla, en el municipio de la Aldea de San Nicolás de Tolentino. La principal diferencia, en cuanto al agua de alimentación, es que éstas presentan concentraciones altas de sulfatos, además de una temperatura sensiblemente mayor (entre 1°C y 2°C más). De las tres plantas, las dos primeras no estuvieron en operación de forma permanente. Debido a las necesidades de los propietarios, a veces operaban 12 horas al día, incluso habiendo periodos en los que sólo entraba en funcionamiento una vez cada dos días. Debido a esto, y a la lejanía del municipio, no se llevó a cabo un estudio tan exhaustivo como el que se realizó en la planta desaladora del primer caso. El pretratamiento fue similar en las tres plantas, microfiltración con filtros de cartuchos de 5 micras y dosificación de antiincrustante. Los sistemas de OI estaban formados por dos etapas, con la misma membrana instalada y el agua producto tenía como finalidad los riegos agrícolas, principalmente tomates. La planta del caso práctico 2 (Figura 5.12) se localiza cerca del barranco de Furel, la temperatura del agua de alimentación fue de 24°C, $pH_a = 7,8$ y $pH_r = 8,01$. La composición inorgánica se muestra en la Tabla 5.3 y la comparativa de resultados en la Tabla 5.4.

La temperatura del agua de alimentación de la tercera planta (Figura 5.13) fue también de 24°C, $pH_a = 7,98$ y $pH_r = 8,1$. La composición inorgánica se muestra en la Tabla 5.5 y la comparativa de resultados en la



Figura 5.12: Planta desaladora caso práctico 2.

Tabla 5.3: Composición inorgánica de la planta 2.

	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	%
Ca ²⁺	19,76	395,99	0,18	3,61	99,09
Mg ²⁺	35,20	428,03	0,26	3,16	99,26
Na ⁺	35,74	821,66	1,48	34,03	95,86
K ⁺	0,80	31,28	0,04	1,56	95,00
HCO ₃ ⁻	1,80	109,84	0,02	1,22	98,89
SO ₄ ⁼	16,90	811,79	0,01	0,48	99,94
NO ₃ ⁻	1,60	99,20	0,14	8,68	91,25
Cl ⁻	71,20	2.524,75	1,79	63,47	97,49
Cationes	91,50		1,96		
Aniones	91,50		1,96		
SiO ₂		33,70		0,27	99,20
Fe		0,01		0,00	
<i>STD</i>		5.256,25		116,48	97,78

Tabla 5.4: Caso práctico 2.

	Real	ROSA	Programa
Arreglo	2(5):1(5)	2(5):1(5)	2(5):1(5)
Booster	No	No	No
p_a (MPa)	1,61	1,4	1,49
Q_a (m ³ d ⁻¹)	416,4	416,4	416,4
R (%)	65	65	65
SEC (kW h m ⁻³)	0,688	0,596	0,637
STD_p (mg l ⁻¹)	116,48	90,27	106,43

Tabla 5.6.



Figura 5.13: Planta desaladora caso práctico 3.

Para el cuarto caso (Figura 5.14), la temperatura del agua de alimentación de la tercera planta fue de 23 °C, $pH_a = 7,52$ y $pH_r = 7,88$. La composición inorgánica se muestra en la Tabla 5.7 y la comparativa de resultados en la Tabla 5.8.



Tabla 5.5: Composición inorgánica de la planta 3.

	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	%
Ca ²⁺	9,10	182,36	0,05	1,00	99,45
Mg ²⁺	16,70	203,07	0,19	2,31	98,86
Na ⁺	40,70	935,69	1,98	45,52	95,14
K ⁺	0,50	19,55	0,05	1,87	90,42
HCO ₃ ⁻	4,30	262,39	0,12	7,32	97,21
SO ₄ ⁻	21,80	1.047,16	0,02	0,90	99,91
NO ₃ ⁻	1,90	117,80	0,22	13,37	88,65
Cl ⁻	48,00	1.702,08	1,92	68,08	96,00
Cationes	67,00		2,27		
Aniones	76,00		2,27		
SiO ₂		37,10		0,26	99,30
Fe		0,01		0,00	
<i>STD</i>		4.507,22		140,64	96,88

Tabla 5.6: Caso práctico 3.

	Real	ROSA	Programa
Arreglo	3(6):2(6)	3(6):2(6)	3(6):2(6)
Booster	No	No	No
p_a (MPa)	1,59	1,37	1,44
Q_a (m ³ d ⁻¹)	828	828	828
R (%)	65	65	65
SEC (kW h m ⁻³)	0,677	0,587	0,617
STD_p (mg l ⁻¹)	140,64	96,57	116,22

De las tablas, se observa como los resultados obtenidos por el algoritmo propuesto, nos proporcionan una solución más cercana al punto de funcionamiento real de las distintas plantas desaladoras. A continuación, se muestran posibles soluciones para cada uno de los casos con el fin de obtener un mejor diseño de los sistemas de OI, en caso de que exista, utilizando el mismo elemento de membrana y estableciendo como caudal mínimo de



Figura 5.14: Planta desaladora caso práctico 4.

Tabla 5.7: Composición inorgánica de la planta 4.

	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	%
Ca ²⁺	12,60	252,50	0,05	1,00	99,60
Mg ²⁺	22,20	269,95	0,14	1,70	99,37
Na ⁺	56,10	1289,74	1,78	40,92	96,83
K ⁺	0,50	19,55	0,04	1,40	92,86
HCO ₃ ⁻	5,50	335,61	0,15	9,15	97,27
SO ₄ ⁻	17,10	821,40	0,01	0,59	99,93
NO ₃ ⁻	5,50	341,00	0,42	26,04	92,36
Cl ⁻	63,30	2244,62	1,43	50,71	97,74
Cationes	91,40		2,01		
Aniones	91,40		2,01		
SiO ₂		29,50		0,21	99,29
Fe		0,03		0,00	
<i>STD</i>		5603,90		131,73	97,65

rechazo $4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ en vez de $3 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (establecido por el fabricante), ya que fue una restricción impuesta por el diseñador en su momento.

Vemos como los sistemas de OI alternativos para el primer caso (Tabla 5.9), no representan una mejoría muy significativa, mostrando reducciones



Tabla 5.8: Caso práctico 4.

	Real	ROSA	Programa
Arreglo	8(6):4(6)	8(6):4(6)	8(6):4(6)
Booster	No	No	No
p_a (MPa)	1,64	1,47	1,57
Q_a (m ³ d ⁻¹)	2154	2154	2154
R (%)	60	60	60
SEC (kW h m ⁻³)	0,756	0,683	0,726
STD_p (mg l ⁻¹)	131,37	144,03	138,75

Tabla 5.9: Sistemas alternativos de OI para la planta 1.

Caso práctico 1					
Arreglo	3(8):2(8)	3(7):2(8)	3(8):2(7)	3(7):2(8):1(2)	4(3):3(5):2(7)
Booster (MPa)	0,01	No	0,01	No	0/0,02
p_a (MPa)	1,26	1,32	1,27	1,31	1,19
Q_a (m ³ d ⁻¹)	600	600	600	600	600
R (%)	58	58	58	58	58
SEC (kW h m ⁻³)	0,624	0,625	0,632	0,627	0,628
STD_p (mg l ⁻¹)	164,37	153,16	157,13	247,13	256,79

Tabla 5.10: Sistemas alternativos de OI para la planta 2.

Caso práctico 2					
Arreglo	2(6):1(8)	2(6):1(7)	2(5):1(8)	2(5):1(8)	2(5):1(7)
Booster (MPa)	0,02	0,02	No	0,01	No
p_a (MPa)	1,26	1,28	1,42	1,37	1,44
Q_a (m ³ d ⁻¹)	416,4	416,4	416,4	416,4	416,4
R (%)	65	65	65	65	65
SEC (kW h m ⁻³)	0,595	0,604	0,607	0,614	0,615
STD_p (mg l ⁻¹)	139,79	131,42	130,55	127,904	122,024



Tabla 5.11: Sistemas alternativos de OI para la planta 3.

Caso práctico 3					
Arreglo	4(6):2(8)	4(5):2(7)	4(5):2(6)	4(4):2(7)	5(3):3(7):2(5)
Booster (MPa)	0,01	No	0,01	No	No
p_a (MPa)	1,20	1,28	1,28	1,38	1,2
Q_a (m ³ d ⁻¹)	828	828	828	828	828
R(%)	65	65	65	65	65
SEC (kW h m ⁻³)	0,535	0,561	0,577	0,592	0,512
STD_p (mg l ⁻¹)	133,14	163,90	104,65	100,17	270,89

Tabla 5.12: Sistemas alternativos de OI para la planta 4.

Caso práctico 4					
Arreglo	12(4):8(5)	13(3):7(6)	13(2):8(6)	11(4):7(4)	11(4):8(3)
Booster (MPa)	0,01	0,01	No	No	No
p_a (MPa)	1,27	1,31	1,47	1,47	1,47
Q_a (m ³ d ⁻¹)	2154	2154	2154	2154	2154
R(%)	60	60	60	60	60
SEC (kW h m ⁻³)	0,622	0,649	0,664	0,673	0,689
STD_p (mg l ⁻¹)	220,19	178,97	170,64	177,89	185,19

en el SEC de entre un 4% y un 5%, y con mayor número de elementos de membrana que en la realidad. Para el segundo caso, (Tabla 5.10) se obtienen reducciones del SEC ligeramente mayores que para el caso anterior (3%-7%), pero también habría que aumentar el número de elementos de membrana en el sistema. En el tercer caso, si se obtienen diferencia más notables en cuanto al SEC , pudiendo alcanzar reducciones de consumo comprendidas entre un 4% y un 17%. Quizás la solución más destacable sea la primera, ya que teniendo el mismo número de membranas que tiene el sistema real, y añadiendo un bombeo entre etapas, se puede alcanzar una reducción del 13%. El Q_a en cuarto caso es bastante superior al de los tres anteriores, esto significa que habrá un mayor número de posibilidades en cuanto al diseño. En la tabla 5.12 se muestran algunos sistemas alternativos al real, poniendo de manifiesto reducciones en el SEC en torno al 10%. A la hora de mostrar posibles sistemas de OI alternativos al real, se ha tenido en cuenta la misma membrana, mismas condiciones de operación y un número



total de membranas cercano al de la instalación real. En general, cuanto mayor es el número de membranas, menor SEC se puede alcanzar, pudiendo estar por debajo de $0,5 \text{ kW h m}^{-3}$ considerando rendimientos ideales de los grupos motobomba.

5.7. Modelo predictivo de rendimiento para sistemas de ósmosis inversa

Ya que modelo predictivo propuesto para la estimación del rendimiento de sistemas de OI, no solo depende del tiempo, sino del potencial ensuciante del agua de alimentación, se determinó el índice k_{fp} definido por L. Song y col [158]. El cálculo de dicho parámetro se realizó según la Ecuación 5.7:

$$k_{fp} = \frac{\frac{1}{A_0} - \frac{1}{A(t)}}{\int_0^t v(t) dt} \quad (5.7)$$

donde A_0 es el coeficiente de permeabilidad al agua promedio de la membrana y $v(t)$ la velocidad promedio del flujo de permeado. Por tanto el denominador es el volumen de permeado acumulado en el intervalo de tiempo. Para el caso estudiado, $k_{fp} = 5,08 \times 10^9 \text{ Pa s/m}^2$.

La tabla 5.13 muestra los valores calculados de los parámetros pertenecientes a cada modelo. La desviación estándar fue cercana a cero para los tres casos. Las Figuras 5.15, 5.16 y 5.17 muestran los datos experimentales del coeficiente A_n y las curvas obtenidas para cada modelo.

Tabla 5.13: Parámetros calculados para cada modelo.

Datos	Wilf y col.		Abbas y col.			Modelo propuesto		
	m	α	β	γ	δ_1	τ_1	δ_2	τ_2
Post-LQ	-0,077	0,491	239,248	335,737	0,427	1.407×10^{12}	0,574	1.955×10^{14}
Promedio	-0,091	0,437	211,118	255,049	0,429	8.418×10^{11}	0,571	6.380×10^{13}
Pre-LQ	-0,115	0,3907	134,594	142,391	0,534	9.359×10^{11}	0,468	8.539×10^{13}

El modelo de Wilf y col. no fue un buen estimador para los primeros 300 días de operación de esta planta (Figura 5.15), y además no fue posible forzar dicho modelo a que cumpliera con las condiciones iniciales debido a su propia expresión, por lo que los errores medidos para este modelo no pueden ser comparados con los errores de los otros dos. Los valores estimados de A_n para las tres funciones se ajustaron bastante bien una vez pasados

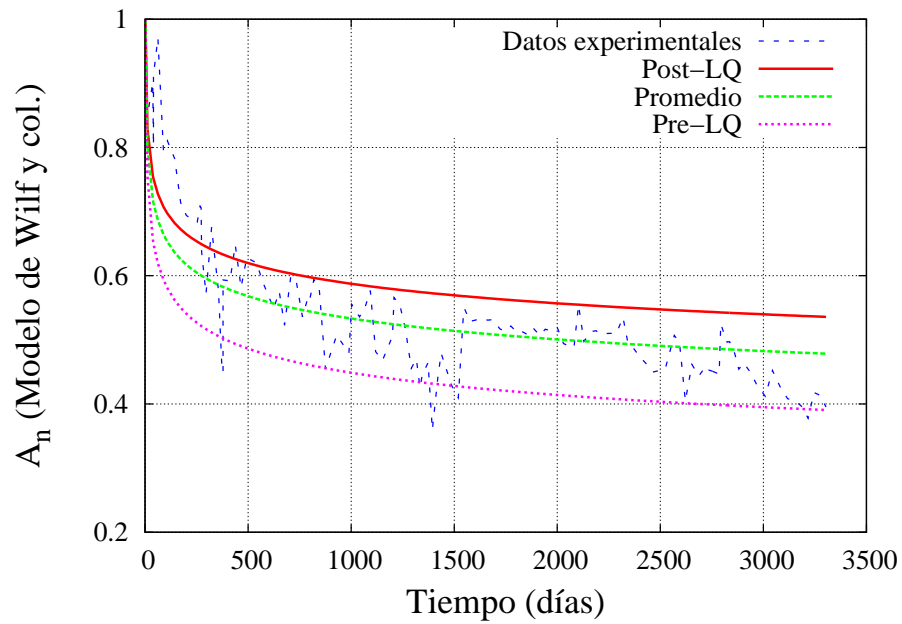


Figura 5.15: Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo de Wilf y col. [4].

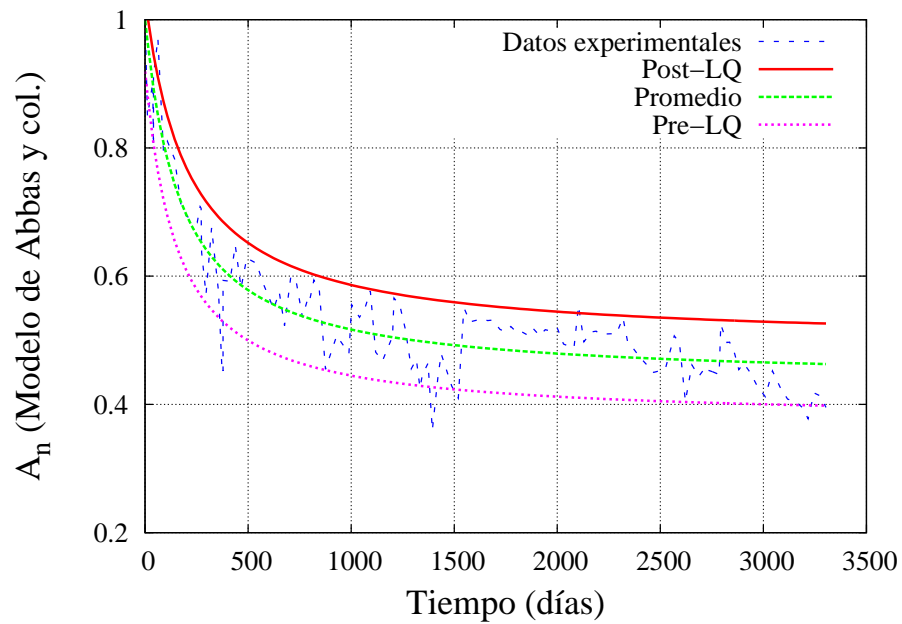


Figura 5.16: Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo Abbas y col. [3]

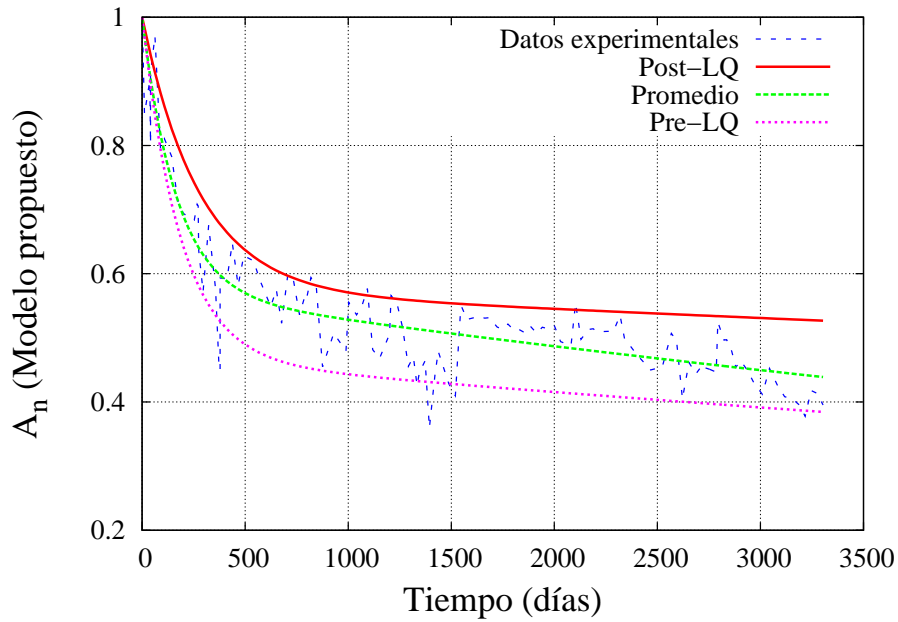


Figura 5.17: Coeficiente de permeabilidad al agua promedio normalizado usando el modelo propuesto.

Tabla 5.14: Desviación estándar.

Model	Post-CC	Average	Pre-CC
Wilf y col.	0,0068	0,0061	0,0050
Abbas y col.	0,0023	0,0046	0,0030
Modelo propuesto.	0,0018	0,0044	0,0029

los 300 días de operación. Los valores correspondientes al promedio de A_n estuvieron más cerca de la curva de los post-LQ que de los pre-LQ debido a la compensación del error en el primer año de operación aproximadamente. Se debe de tener en cuenta que el modelo solo depende de un parámetro correlativo, por lo que no es muy flexible en su ajuste.

La Figura 5.16 muestra las tres curvas obtenidas para el modelo de Abbas y col. Este modelo se ajustaba mejor que el de Wilf y col. [4], ya que es un modelo que depende de tres parámetros correlativos. A pesar de que Abbas y col. en su trabajo [3](Ecuación 3.2) usaron la misma membrana, los valores obtenidos para los parámetros de su modelo no están cerca de los valores obtenidos para esta planta (Ecuación (5.13)). La expresión obtenida en este trabajo muestra un decaimiento más pronunciado en los primeros 1.000 días de operación que el mostrado en el trabajo de Abbas y col. Esto



es debido principalmente a k_{fp} , frecuencia de LQ, etc. La concentración de STD_a fue más alta que para el sistema de OI de Abbas y col [3], desafortunadamente, Abbas y col. no mostraron la composición inorgánica, ni el SDI , o algún parámetro indicativo del potencial ensuciante del agua de alimentación, por ello no se pudo llevar a cabo una mayor comparativa entre ambos sistemas de OI. Este modelo no tiene en cuenta el parámetro k_{fp} , al igual que ocurre con el modelo de Wilf y col. [4].

El modelo propuesto mostró ajustarse de manera satisfactoria a los datos experimentales, siendo el error ligeramente inferior al del modelo propuesto por Abbas y col. La Figura 5.18 muestra el comportamiento de la función obtenida haciendo uso del modelo propuesto. Entre los días 700 y 1.200 de operación, la primera exponencial tiende a cero para los tres casos, lo cual es lógico, ya que el valor de τ_1 ($8,418 \times 10^{11}$ para el caso promedio) es bajo comparado con el valor de τ_2 ($6,380 \times 10^{13}$ para el caso promedio). A partir de dicho punto de funcionamiento, el decremento de A_n se estima según la segunda función exponencial. Tanto con el modelo propuesto como con el de Abbas y col. se alcanzaron estimaciones satisfactorias.

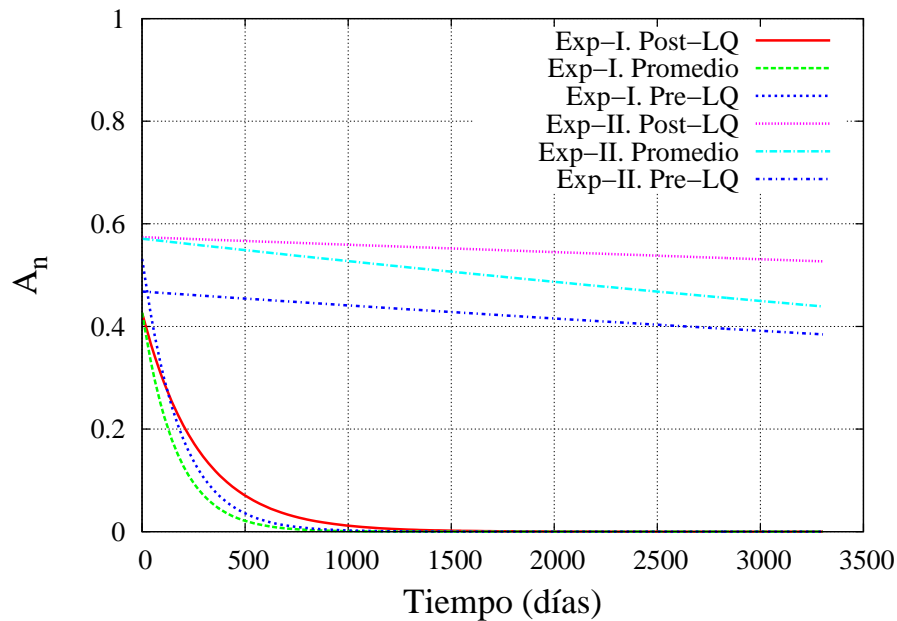


Figura 5.18: Comparación del modelo propuesto para los tres escenarios (post-LQ, promedio and pre-LQ), donde Exp-I and Exp-II son las funciones exponenciales de las etapas I y II respectivamente.



5.8. Autopsia de membranas

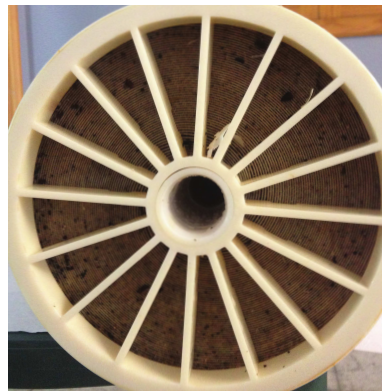
Las Figuras 5.19(a) y 5.19(b), muestran el ensuciamiento en el primer elemento de uno de los tres de la primera etapa.

La Figura 5.19(c) muestra el depósito de coloides sobre la superficie de las membranas del primer elemento, concentrándose la mayor parte por el lado de entrada de flujo. El reducir este tipo de ensuciamiento depende fundamentalmente del tipo de pre-tratamiento instalado, que en este caso fue de filtros de cartuchos de 5 micras, como ya se ha mencionado anteriormente. La Figura 5.20(b), muestra como ya en el sexto elemento de la primera etapa no se aprecia ensuciamiento coloidal, por lo menos a simple vista. El ensuciamiento orgánico se distribuyó de forma uniforme sobre la superficie de las membranas y fue siendo menos representativo según nos íbamos moviendo a lo largo del DP de la primera etapa, esto se aprecia en las Figuras 5.19(d) y 5.20(a), que aluden al primer y sexto elemento respectivamente.

Los elementos más afectados por el ensuciamiento inorgánico fueron los últimos de la segunda etapa, por recibir el agua de alimentación con concentración más alta de *STD*. Las Figuras 5.21(a) y 5.21(b), muestran como el exterior del sexto elemento de la segunda etapa, estaba prácticamente cubierto de carbonato de calcio por el lado del rechazo. Las Figuras 5.21(c), 5.21(d) y 5.21(e), muestran la inspección interna de dicho elemento, en ellas se ven claramente las incrustaciones por el lado del espaciador de la alimentación. Gran parte del elemento estaba cubierto, siendo este tipo de ensuciamiento uno de los principales, sino el principal, responsable del decaimiento en el rendimiento del sistema de OI.

La prueba cualitativa de carbonatos resultó en disolución completa y burbujeo significativo (Figura 5.22), por lo que resultó positiva. La determinación de hierro mediante la adición de tiocianato potásico también fue positiva, coloreándose de rojo indicando la presencia de Fe^{+3} 5.23. La prueba de Fujiwara resultó negativa al no colorearse la Piridina, por lo que la membrana no estuvo en contacto con algún halógeno.

Para una inspección más precisa de la superficie de la membrana, se llevó a cabo un análisis microscópico usando el SEM-EDX. La Figura 5.24, muestra dos micrografías y el análisis del depósito por EDX. Al estudiar la primera micrografía, vemos como existe una elevada presencia de diatomeas y microorganismos filamentosos en la parte izquierda de la muestra, que coincide con la entrada del agua de alimentación. Como era previsible, también se diferencian coloides en este elemento. El análisis de depósitos



(a) Elemento 1-1A.



(b) Elemento 1-1B.



(c) Elemento 1-1C.

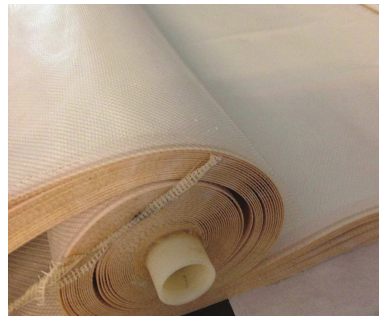


(d) Elemento 1-1D.

Figura 5.19: Fotos exteriores del primer elemento de la primera etapa.



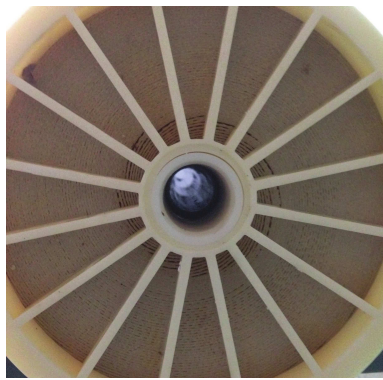
(a) Elemento 1-6A.



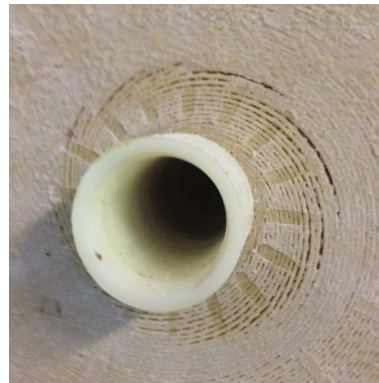
(b) Elemento 1-6B.

Figura 5.20: Fotos exteriores del sexto elemento de la primera etapa.

por EDX indica la presencia de Cl, Si, Mg, Al, S, Fe, Na y Ca. Esta técnica de análisis, no permite determinar en qué forma se encuentran asociados los elementos detectados. Sin embargo, a partir de los resultados obtenidos,



(a) Elemento 2-6A.



(b) Elemento 2-6B.



(c) Elemento 2-6C.



(d) Elemento 2-6D.



(e) Elemento 2-6E.

Figura 5.21: Fotos exteriores del sexto elemento de la segunda etapa.

se puede concluir que en el depósito encontrado, existen aluminosilicatos, carbonato cálcico y metales entre otros. Hay que tener en cuenta, que el azufre, es uno de los componentes de la membrana (capa de polisulfona), y que las concentraciones de sulfato no fueron elevadas en el agua de alimentación.

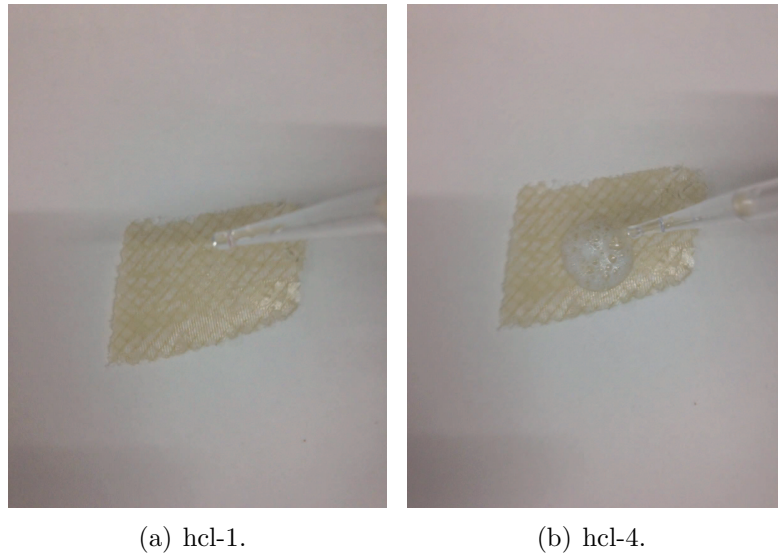


Figura 5.22: Test cualitativo de HCl para la determinación de bicarbonatos.

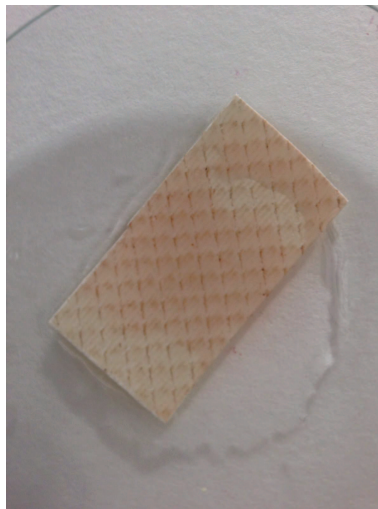
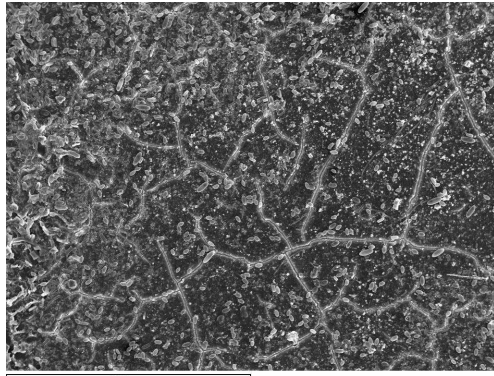
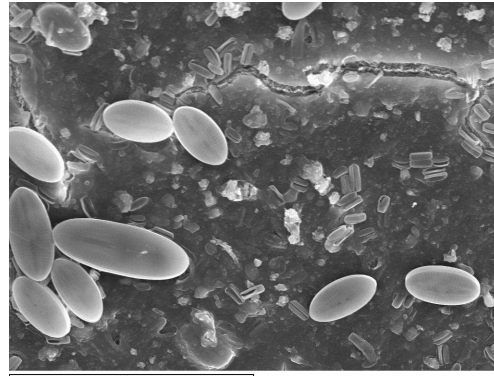


Figura 5.23: Test cualitativo para la determinación de hierro.

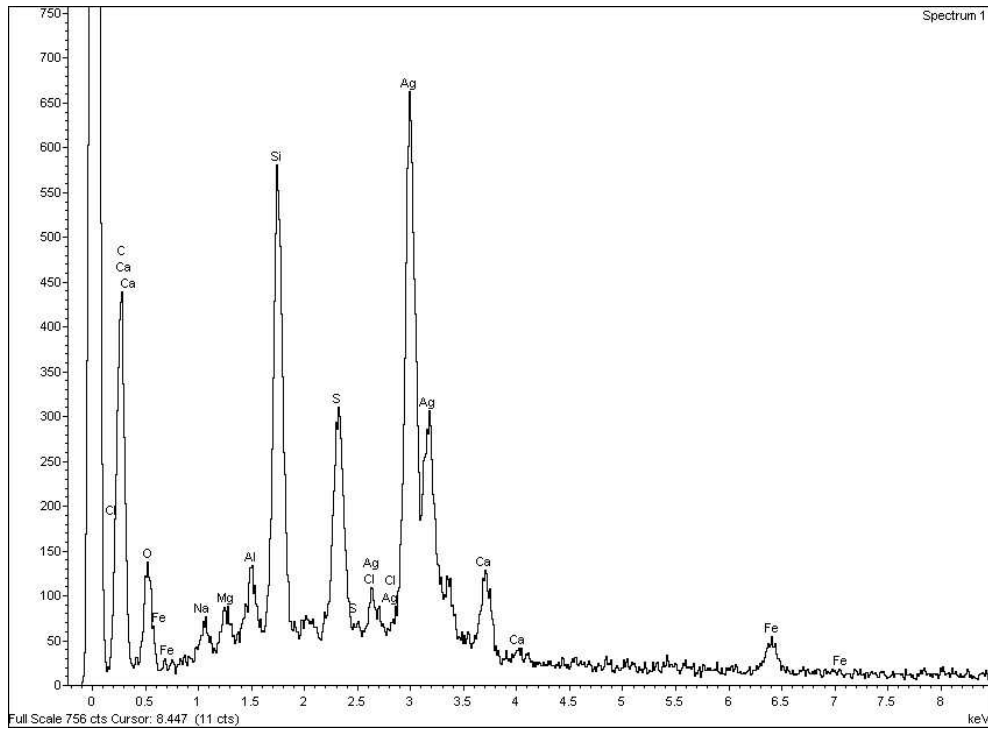
En el sexto elemento de la primera etapa (Figura 5.25), primer elemento de la segunda (Figura 5.26) y último elemento de ésta (Figura 5.27 y Figura 5.28, entrada y salida del elemento respectivamente), destacan los contenidos de sílice, aluminio y calcio con respecto al primer elemento. Como ya se comentó, probablemente provocado por la precipitación de aluminosilicatos y carbonato cálcico. Las imágenes muestran la presencia de diatomeas en el sexto elemento de la primera etapa, en el primer y en el sexto elemento de la segunda etapa.



(a) SEM 1-1.

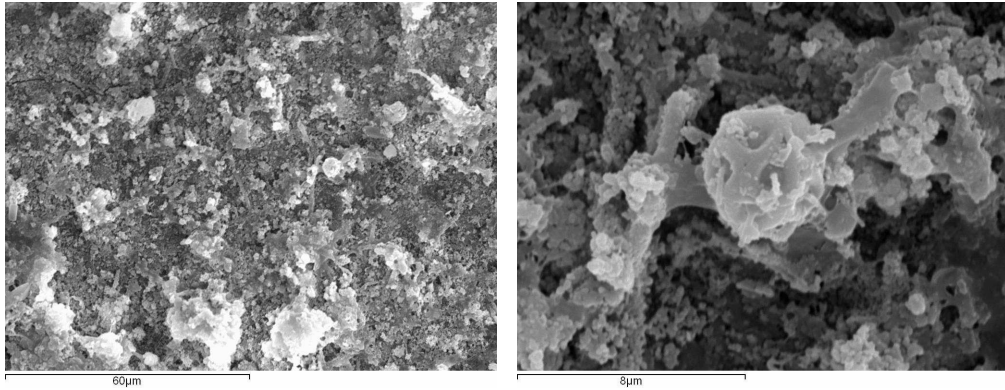


(b) SEM 1-2.



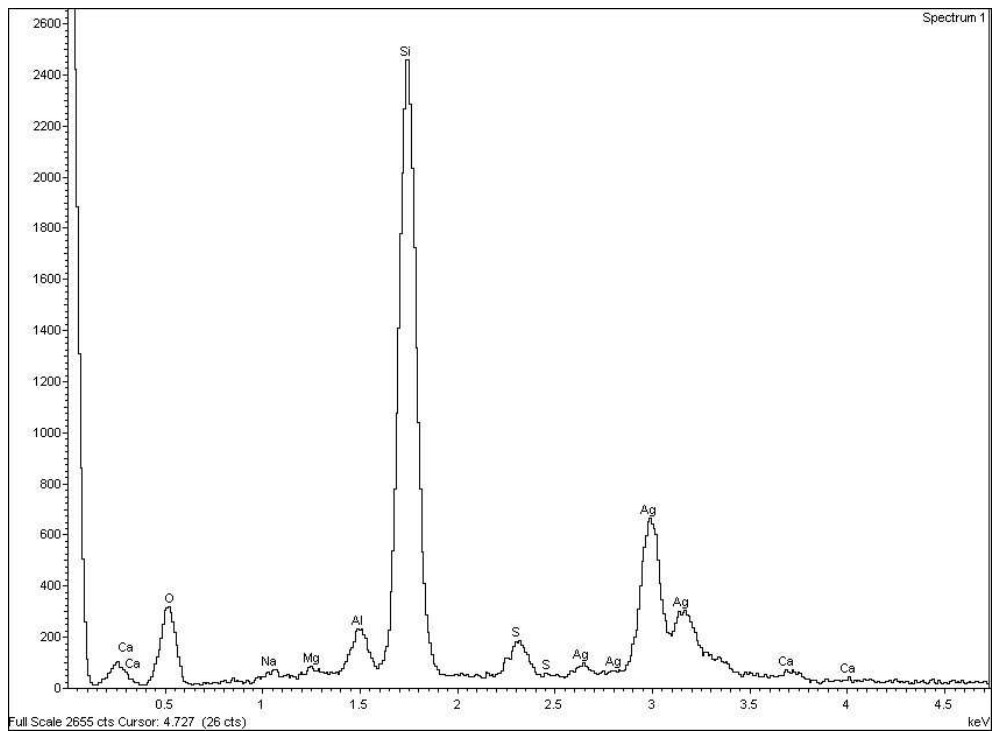
(c) EDX 1-1.

Figura 5.24: SEM-EDX del primer elemento de la primera etapa.



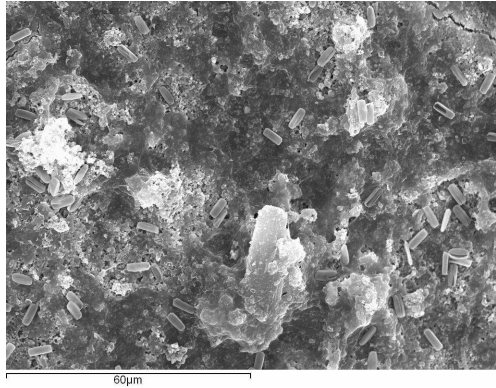
(a) SEM 6-1.

(b) SEM 6-2.

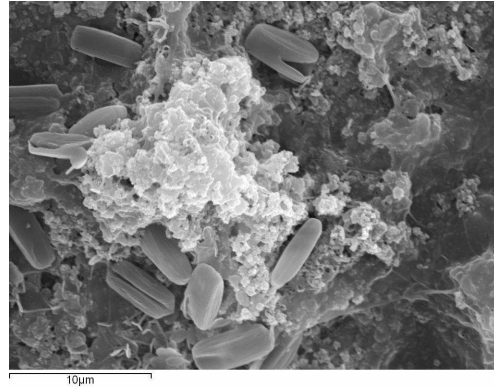


(c) EDX 6-1.

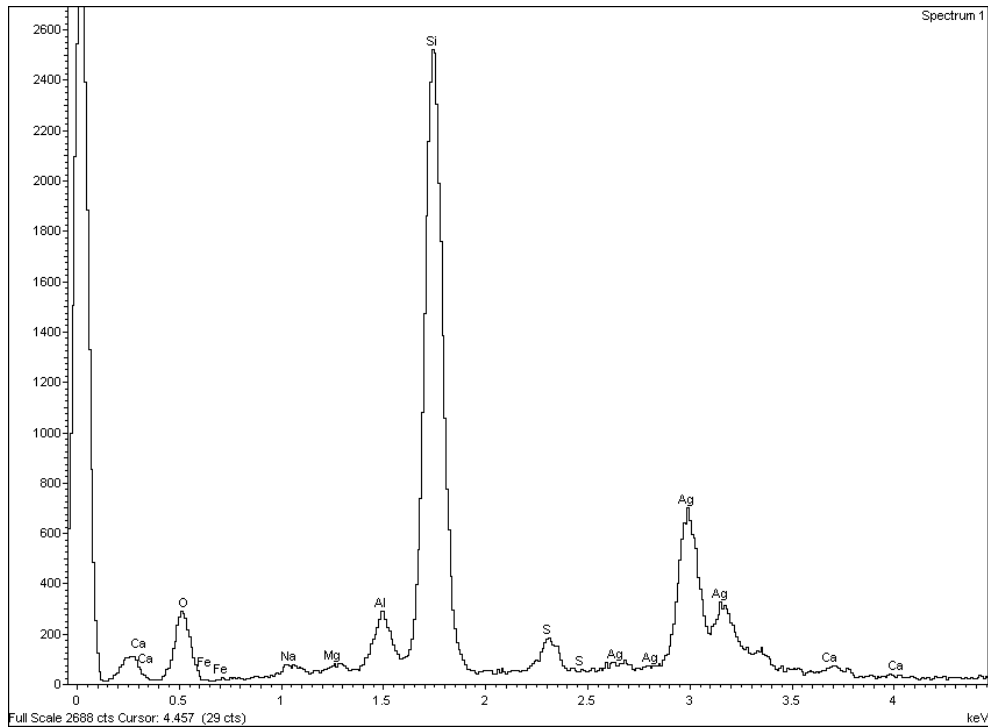
Figura 5.25: SEM-EDX del último elemento de la primera etapa.



(a) SEM 7-1.

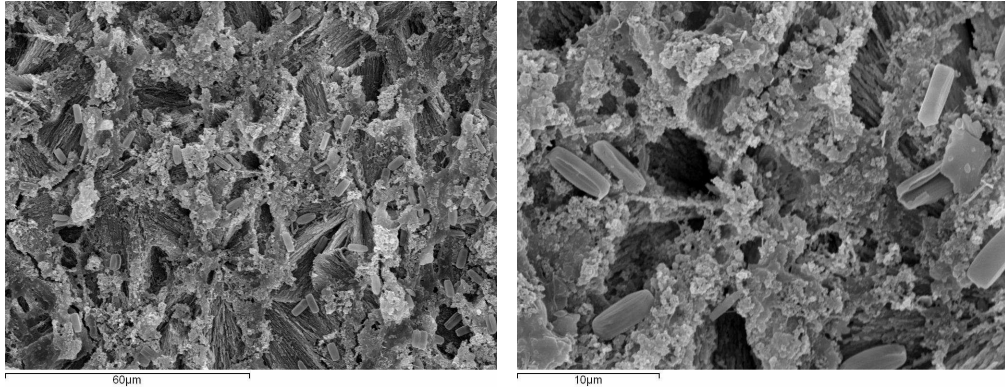


(b) SEM 7-2.



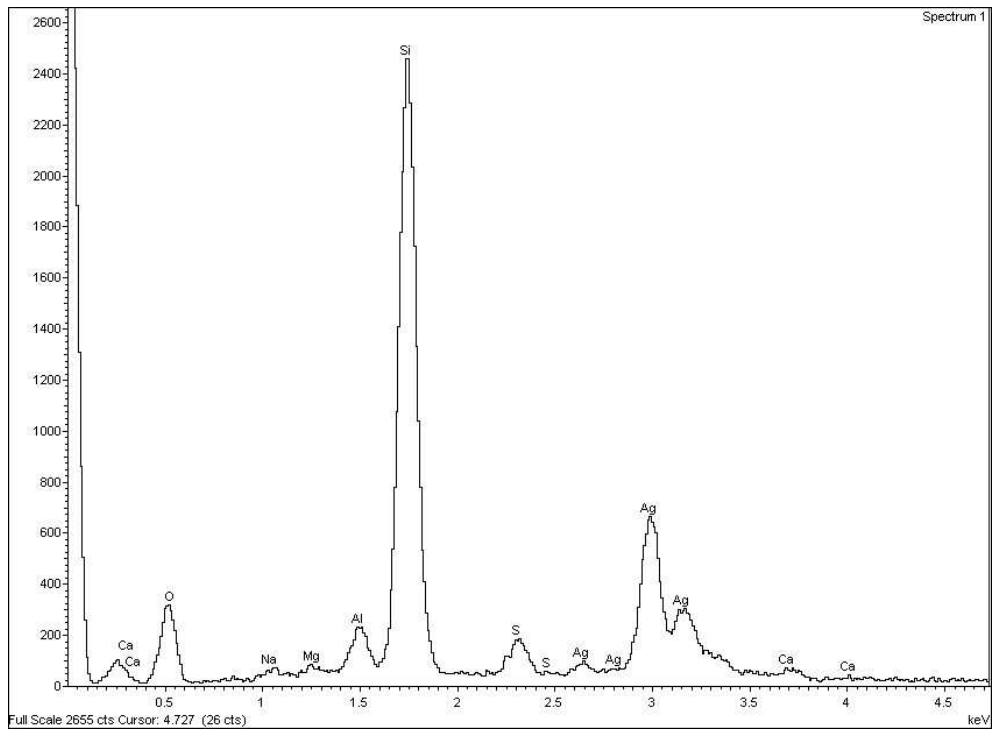
(c) EDX 7-1.

Figura 5.26: SEM-EDX del primer elemento de la segunda etapa.



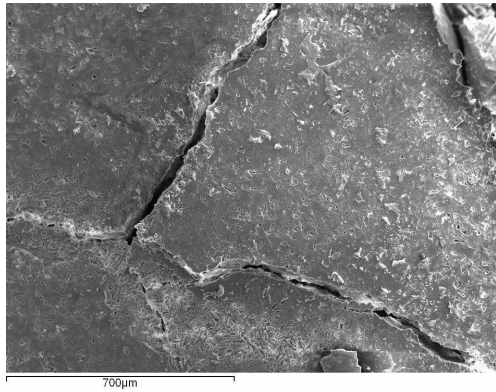
(a) SEM 12-1.

(b) SEM 12-2.

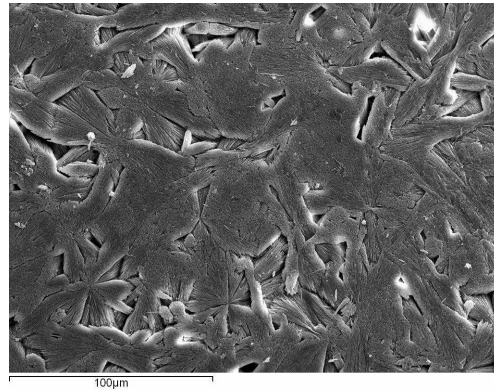


(c) EDX 12-1.

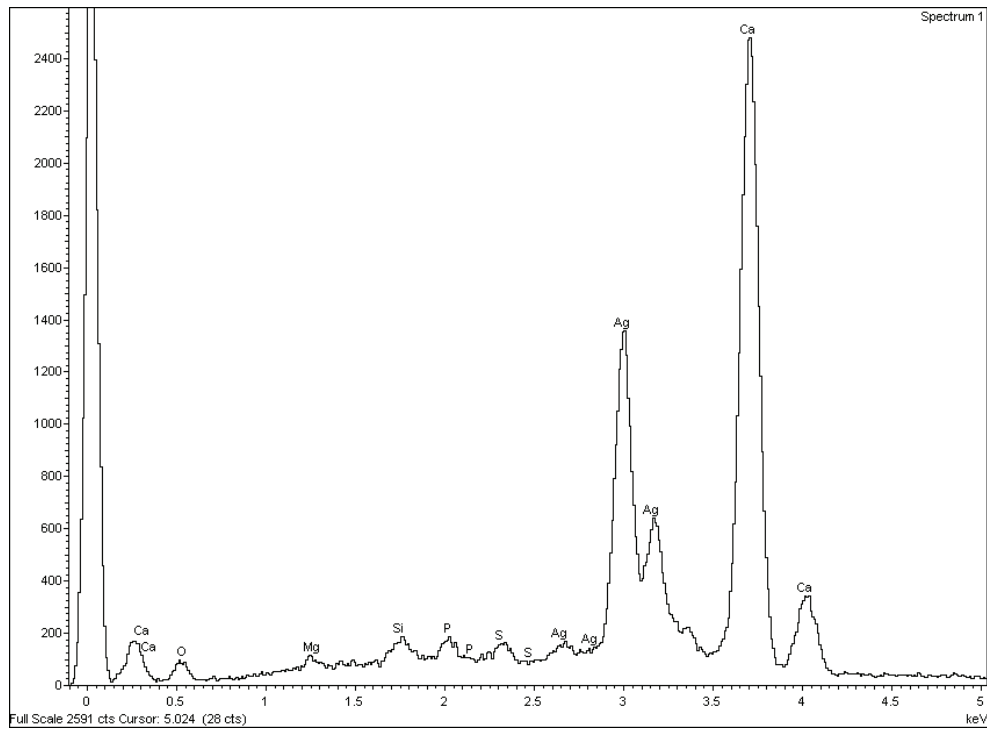
Figura 5.27: SEM-EDX del último elemento de la segunda etapa (Entrada al elemento).



(a) SEM 12-3.



(b) SEM 12-4.



(c) EDX 12-2.

Figura 5.28: SEM-EDX del último elemento de la segunda etapa (Salida del elemento).

Capítulo 6

Conclusiones y líneas futuras

6.1. Conclusiones

A continuación se presentan las conclusiones aportadas en esta tesis:

1. Es posible alargar la vida útil de los elementos de membranas hasta al menos 10 años de operación para este tipo de instalaciones y bajo las condiciones de operación descritas en los capítulos anteriores.
2. A lo largo del periodo de operación, el rechazo de sales permaneció prácticamente constante (97,5 % - 98,5 %), por lo que no hubo degradación de los elementos de membrana. Se obtuvieron los coeficientes de permeabilidad iónica promedio para el modelo de membrana utilizado.
3. El cálculo de los índices de saturación LSI y $S&DSI$ teóricos, permiten al usuario, contar con un margen de seguridad comprendido entre un 5 % y un 10 % a la hora de estimar la recuperación máxima de flujo y durante la operación de la planta.
4. La utilización del procedimiento propuesto para el diseño de sistemas de OI para agua salobre, permite la obtención de sistemas de OI óptimos con menor esfuerzo del que requieren los programas comerciales. Además, establecer restricciones propias inexistentes en los programas de los fabricantes de membranas. Esto se traduce en la posibilidad de mejorar los diseños obtenidos con dichos programas.
5. El algoritmo propuesto proporciona soluciones con puntos de funcionamiento más cercanos al real que el programa del fabricante en los sistemas de OI estudiados.



6. La disposición de datos de operación en largos periodos de tiempo en sistemas de OI, ayuda a estimar el rendimiento de este tipo de sistemas de forma aproximada, ya que son muchos los factores que influyen en el decaimiento del rendimiento en este tipo de instalaciones.
7. La autopsia de los elementos de membrana utilizados permitió identificar los agentes causantes del ensuciamiento, y principales responsables del decaimiento del rendimiento del sistema. Esto demuestra que bajo este tipo de ensuciamientos, con un apropiado control del mismo y bajo unas condiciones de operación apropiadas, los elementos de membrana utilizados no tendrían que ser reemplazados en cortos periodos de tiempo.

6.2. Líneas futuras

A continuación se señalan las posibles líneas futuras a partir del presente trabajo:

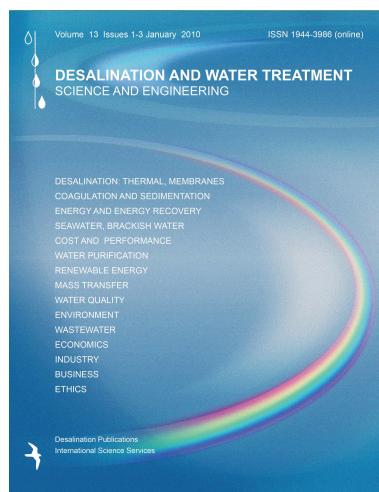
- Mejora en las posibilidades de diseño de sistemas de OI del programa:
 - Utilización de distintos elementos de membrana en el mismo DP.
 - Consideración de las geometrías de los espaciadores en las ecuaciones de caída de presión y del factor de polarización por concentración.
 - Permitir recirculado de flujos y sistemas de OI que trabajen en circuito cerrado.
 - Desarrollo de un programa que permita, una vez elegido un sistema, someterlo a condiciones variables de presión y caudal en el tiempo. Este módulo sería interesante para sistemas, cuya disposición de energía fuera variable.
 - Posibilidad de simular sistemas híbridos OI-OD(ósmosis directa) o OI-ORP(ósmosis retardada por presión).
 - Incluir la posibilidad de simular tratamientos terciarios de EDAR. Esto implicaría añadir información acerca de los coeficiente de permeabilidad o rechazo de especies orgánicas y contaminantes emergentes.
- Desarrollo de un programa que permita controlar sistemas de OI en tiempo real.
- Obtener un modelo predictivo de rendimiento para sistemas de OI más preciso, que tenga en cuenta la eficiencia de las limpiezas químicas.

Capítulo 7

Artículos científicos y difusión de resultados

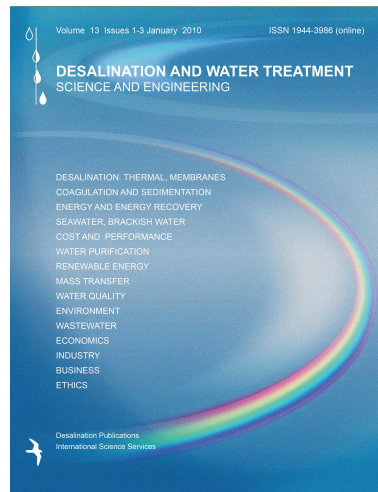
7.1. Contribuciones en revistas indexadas (ISI-JCR)

- Ruiz-García, A., Ruiz-Saavedra, E., Pérez Báez, S. O. (2015). Evaluation of the first seven years operating data of a RO brackish water desalination plant in Las Palmas, Canary Islands, Spain. *Desalination and Water Treatment*, 54(12), 3193-3199. (Factor de impacto = 1,272)

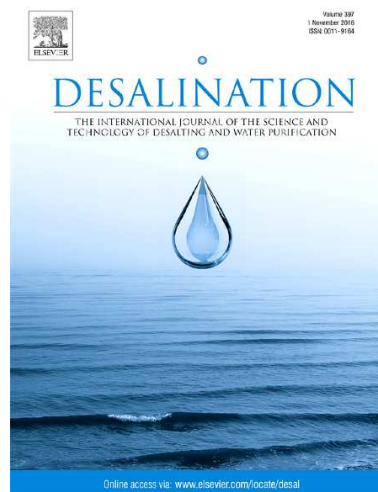




- Ruiz-Saavedra, E., Ruiz-García, A., Ramos-Martín, A. (2015). A design method of the RO system in reverse osmosis brackish water desalination plants (calculations and simulations). *Desalination and Water Treatment*, 55(9), 2562-2572. (Factor de impacto = 1,272)

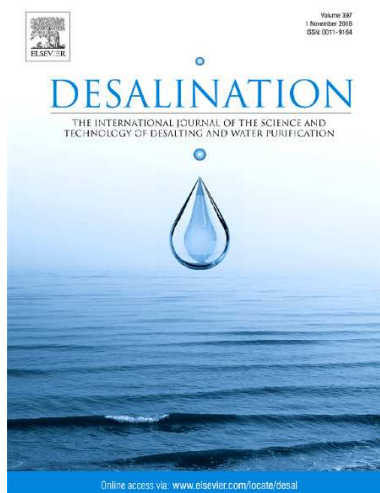


- Ruiz-García, A., Ruiz-Saavedra, E. (2015). 80,000 h operational experience and performance analysis of a brackish water reverse osmosis desalination plant. Assessment of membrane replacement cost. *Desalination*, 375, 81-88. (Factor de impacto = 4,412)



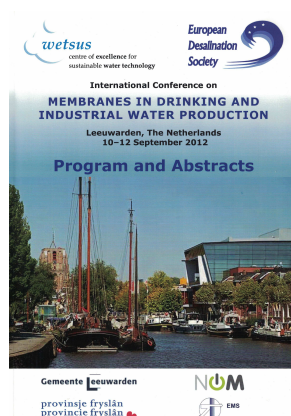


- Ruiz-García, A., Nuez, I. (2016). Long-term performance decline in a brackish water reverse osmosis desalination plant. Predictive model for the water permeability coefficient. *Desalination*, 397, 101-107. (Factor de impacto = 4,412)



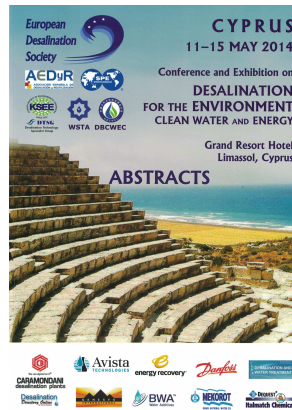
7.2. Contribuciones en congresos internacionales

- Ruiz-Saavedra, E., Gotor, A. G., Pérez Báez, S. O., Martín, A. R., Ruiz-García, A., González, A. C. (2012). A design method of the RO system in reverse osmosis brackish water desalination plants (procedure). Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production, EDS, Leeuwarden, Holanda.





- Ruiz-García, A., Ruiz-Saavedra, E., Pérez-Báez, S. O., González-González, J. E. (2014). Evaluation of the first nine years operating data of a RO brackish water desalination plant in Las Palmas, Canary Islands, Spain. Conference on Desalination for the Environment, Clean Water and Energy, Limassol, Chipre.



- Ruiz-Saavedra, E., Ruiz-García, A., Ramos-Martín, A. (2014). A design method of the RO system in reverse osmosis brackish water desalination plants (calculations and simulations). Conference on Desalination for the Environment, Clean Water and Energy, Limassol, Chipre.





- Ruiz-García, A., Ruiz-Saavedra, E., Feo-García, J. (2015). Inorganic composition of groundwater in the islands of Gran Canaria and Tenerife (Spain). Estimation of maximum water recovery in RO desalination. Conference on Desalination for Clean Water and Energy, Palermo, Italia.



- Ruiz-García, A., Feo-García, J. (2016). Antiscalant cost and maximum water recovery in reverse osmosis for different inorganic composition of groundwater. Conference on Desalination for the Environment, Clean Water and Energy, Roma, Italia.





- Ruiz-García, A., Nuez, I. (2017). A computational tool for designing BWRO systems with spiral wound modules. 3rd International Conference on Desalination using Membrane Technology, Las Palmas de Gran Canaria, España.



- Ruiz-García, A., Melián-Martel, N., Mena, V. (2017). Characterization of RO membrane fouling after 11 years of operation in a brackish water desalination plant. 3rd International Conference on Desalination using Membrane Technology, Las Palmas de Gran Canaria, España.



Apéndice A

Composiciones inorgánicas de las aguas de alimentación y producto

Tabla A.1: Análisis de la muestra 1.

Muestra 1	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	6,77	135,67	0,05	1,00	99,26
Mg ²⁺	25,00	304,00	0,15	1,82	99,40
Na ⁺	71,43	1.642,18	2,15	49,43	96,99
K ⁺	0,92	35,97	0,04	1,56	95,65
HCO ₃ ⁻	15,40	939,71	0,23	14,03	98,51
SO ₄ ⁻	11,85	569,21	0,01	0,48	99,92
NO ₃ ⁻	4,15	257,30	0,42	26,04	89,88
Cl ⁻	72,72	2.578,65	1,73	61,35	97,62
Cationes	104,12		2,39		
Aniones	104,12		2,39		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		6.490,24		155,92	97,60

Tabla A.2: Análisis de la muestra 2.

Muestra 2	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	16,79	336,47	0,12	2,40	99,29
Mg ²⁺	35,41	430,59	0,16	1,95	99,55
Na ⁺	70,65	1.624,24	1,91	43,91	97,30
K ⁺	0,77	30,11	0,03	1,17	96,10
HCO ₃ ⁻	13,95	851,23	0,19	11,59	98,64
SO ₄ ⁻	12,82	615,81	0,01	0,48	99,92
NO ₃ ⁻	2,52	156,24	0,24	14,88	90,48
Cl ⁻	94,33	3.344,94	1,78	63,12	98,11
Cationes	123,62		2,22		
Aniones	123,62		2,22		
SiO ₂		38,50		0,20	99,48
Fe		0,05		0,00	
STD		7.428,18		139,71	98,12

Tabla A.3: Análisis de la muestra 3.

Muestra 3	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,29	146,09	0,04	0,80	99,45
Mg ²⁺	28,04	340,97	0,05	0,61	99,82
Na ⁺	86,43	1.987,03	1,82	41,84	97,89
K ⁺	0,96	37,54	0,02	0,78	97,92
HCO ₃ ⁻	16,55	1.009,88	0,19	11,59	98,85
SO ₄ ⁻	14,34	688,82	0,01	0,48	99,93
NO ₃ ⁻	3,39	210,18	0,33	20,46	90,27
Cl ⁻	88,44	3.136,08	1,40	49,64	98,42
Cationes	122,72		1,93		
Aniones	122,72		1,93		
SiO ₂		30,90		0,20	99,35
Fe		0,05		0,00	
STD		7.587,54		126,41	98,33

Tabla A.4: Análisis de la muestra 4.

Muestra 4	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,98	159,92	0,05	1,00	99,37
Mg ²⁺	20,12	244,66	0,05	0,61	99,75
Na ⁺	71,22	1.637,35	1,52	34,94	97,87
K ⁺	0,90	35,19	0,02	0,78	97,78
HCO ₃ ⁻	12,31	751,16	0,15	9,15	98,78
SO ₄ ⁻	11,75	564,41	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	2,15	133,30	0,22	13,64	89,77
Cl ⁻	74,01	2.624,39	1,26	44,68	98,30
Cationes	100,22		1,64		
Aniones	100,22		1,64		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		6.177,93		105,49	98,29

Tabla A.5: Análisis de la muestra 5.

Muestra 5	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,35	167,33	0,04	0,80	99,52
Mg ²⁺	19,53	237,48	0,04	0,49	99,80
Na ⁺	71,47	1.643,10	1,53	35,17	97,86
K ⁺	0,88	34,41	0,02	0,78	97,73
HCO ₃ ⁻	11,71	714,54	0,14	8,54	98,80
SO ₄ ⁻	11,02	529,35	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	2,35	145,70	0,23	14,26	90,21
Cl ⁻	75,15	2.664,82	1,25	44,33	98,34
Cationes	100,23		1,63		
Aniones	100,23		1,63		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		6.164,28		105,05	98,30

Tabla A.6: Análisis de la muestra 6.

Muestra 6	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	12,74	255,31	0,08	1,60	99,37
Mg ²⁺	25,54	310,57	0,04	0,49	99,84
Na ⁺	42,46	976,16	0,97	22,30	97,72
K ⁺	1,12	43,79	0,03	1,17	97,32
HCO ₃ ⁻	14,16	864,04	0,15	9,15	98,94
SO ₄ ⁻	10,50	504,37	0,01	0,48	99,90
NO ₃ ⁻	4,74	293,88	0,32	19,84	93,25
Cl ⁻	52,46	1.860,23	0,63	22,34	98,80
Cationes	81,86		1,12		
Aniones	81,86		1,11		
SiO ₂		34,00		0,20	99,41
Fe		0,04		0,00	
STD		5.142,39		77,58	98,49

Tabla A.7: Análisis de la muestra 7.

Muestra 7	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	12,47	249,90	0,08	1,60	99,36
Mg ²⁺	23,61	287,10	0,07	0,85	99,70
Na ⁺	43,32	995,93	1,09	25,06	97,48
K ⁺	0,67	26,20	0,02	0,78	97,01
HCO ₃ ⁻	10,39	634,00	0,12	7,32	98,85
SO ₄ ⁻	7,71	370,35	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	2,85	176,70	0,27	16,74	90,53
Cl ⁻	59,12	2.096,40	0,86	30,50	98,55
Cationes	80,07		1,26		
Aniones	80,07		1,26		
SiO ₂		32,50		0,20	99,38
Fe		0,05		0,00	
STD		4.869,11		83,53	98,28

Tabla A.8: Análisis de la muestra 8.

Muestra 8	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,28	226,05	0,08	1,60	99,29
Mg ²⁺	19,27	234,32	0,05	0,61	99,74
Na ⁺	51,24	1.178,01	1,16	26,67	97,74
K ⁺	0,51	19,94	0,02	0,78	96,08
HCO ₃ ⁻	13,00	793,26	0,14	8,54	98,92
SO ₄ ⁻	7,85	377,07	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	4,48	277,76	0,41	25,42	90,85
Cl ⁻	56,97	2.020,16	0,75	26,60	98,68
Cationes	82,30		1,31		
Aniones	82,30		1,31		
SiO ₂		38,80		0,20	99,48
Fe		0,05		0,00	
STD		5.165,42		90,90	98,24

Tabla A.9: Análisis de la muestra 9.

Muestra 9	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	13,17	263,93	0,12	2,40	99,09
Mg ²⁺	23,61	287,10	0,16	1,95	99,32
Na ⁺	29,90	687,40	1,02	23,45	96,59
K ⁺	0,58	22,68	0,03	1,17	94,83
HCO ₃ ⁻	10,32	629,73	0,13	7,93	98,74
SO ₄ ⁻	8,91	427,99	0,01	0,48	99,89
NO ₃ ⁻	3,79	234,98	0,36	22,32	90,50
Cl ⁻	44,24	1.568,75	0,83	29,43	98,12
Cationes	67,26		1,33		
Aniones	67,26		1,33		
SiO ₂		36,00		0,30	99,17
Fe		0,05		0,00	
STD		4.158,60		89,44	97,85

Tabla A.10: Análisis de la muestra 10.

Muestra 10	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,15	143,29	0,07	1,40	99,02
Mg ²⁺	17,46	212,31	0,10	1,22	99,43
Na ⁺	68,70	1.579,41	1,60	36,78	97,67
K ⁺	0,79	30,89	0,04	1,56	94,94
HCO ₃ ⁻	11,22	684,64	0,19	11,59	98,31
SO ₄ ⁻	12,20	586,03	0,02	0,96	99,84
NO ₃ ⁻	1,58	97,96	0,16	9,92	89,87
Cl ⁻	69,10	2.450,29	1,44	51,06	97,92
Cationes	94,10		1,81		
Aniones	94,10		1,81		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		5.812,37		114,70	98,03

Tabla A.11: Análisis de la muestra 11.

Muestra 11	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,35	227,45	0,11	2,20	99,03
Mg ²⁺	24,05	292,45	0,12	1,46	99,50
Na ⁺	44,20	1.016,16	1,10	25,29	97,51
K ⁺	0,67	26,20	0,03	1,17	95,52
HCO ₃ ⁻	10,40	634,61	0,12	7,32	98,85
SO ₄ ⁻	7,69	369,39	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	2,85	176,70	0,26	16,12	90,88
Cl ⁻	59,33	2.103,84	0,97	34,40	98,37
Cationes	80,27		1,36		
Aniones	80,27		1,36		
SiO ₂		32,50		0,20	99,38
Fe		0,05		0,00	
STD		4.879,35		88,64	98,18

Tabla A.12: Análisis de la muestra 12.

Muestra 12	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,18	183,97	0,08	1,60	99,13
Mg ²⁺	18,91	229,95	0,10	1,22	99,47
Na ⁺	56,84	1.306,75	1,34	30,81	97,64
K ⁺	1,53	59,82	0,05	1,96	96,73
HCO ₃ ⁻	13,60	829,87	0,22	13,42	98,38
SO ₄ ⁻	5,29	254,11	0,01	0,48	99,81
NO ₃ ⁻	0,87	53,94	0,08	4,96	90,80
Cl ⁻	66,70	2.365,18	1,26	44,68	98,11
Cationes	86,46		1,57		
Aniones	86,46		1,57		
SiO ₂		43,30		0,30	99,31
Fe		0,02		0,00	
STD		5.326,91		99,43	98,13

Tabla A.13: Análisis de la muestra 13.

Muestra 13	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,78	296,19	0,12	2,40	99,19
Mg ²⁺	37,11	451,26	0,17	2,07	99,54
Na ⁺	64,27	1.477,57	1,34	30,81	97,92
K ⁺	1,85	72,34	0,06	2,35	96,76
HCO ₃ ⁻	15,84	966,56	0,19	11,59	98,80
SO ₄ ⁻	23,65	1.136,03	0,02	0,96	99,92
NO ₃ ⁻	3,21	199,02	0,29	17,98	90,97
Cl ⁻	75,31	2.670,49	1,19	42,20	98,42
Cationes	118,01		1,69		
Aniones	118,01		1,69		
SiO ₂		33,00		0,20	99,39
Fe		0,05		0,00	
STD		7.302,50		110,56	98,49

Tabla A.14: Análisis de la muestra 14.

Muestra 14	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,50	150,30	0,06	1,20	99,20
Mg ²⁺	18,87	229,46	0,03	0,36	99,84
Na ⁺	71,55	1.644,93	1,38	31,73	98,07
K ⁺	0,90	35,19	0,02	0,78	97,78
HCO ₃ ⁻	10,55	643,76	0,12	7,32	98,86
SO ₄ ⁻	11,31	543,28	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	2,20	136,40	0,21	13,02	90,45
Cl ⁻	74,76	2.650,99	1,15	40,78	98,46
Cationes	98,82		1,49		
Aniones	98,82		1,49		
SiO ₂		30,50		0,20	99,34
Fe		0,05		0,00	
STD		6.064,86		95,88	98,42

Tabla A.15: Análisis de la muestra 15.

Muestra 15	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,33	207,01	0,09	1,80	99,13
Mg ²⁺	24,25	294,88	0,09	1,09	99,63
Na ⁺	44,99	1.034,32	1,05	24,14	97,67
K ⁺	0,74	28,93	0,03	1,17	95,95
HCO ₃ ⁻	10,11	616,91	0,11	6,71	98,91
SO ₄ ⁻	7,80	374,67	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	2,91	180,42	0,26	16,12	91,07
Cl ⁻	59,49	2.109,52	0,88	31,20	98,52
Cationes	80,31		1,26		
Aniones	80,31		1,26		
SiO ₂		38,00		0,20	99,47
Fe		0,05		0,00	
STD		4.884,72		82,93	98,30

Tabla A.16: Análisis de la muestra 16.

Muestra 16	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,88	298,20	0,11	2,20	99,26
Mg ²⁺	27,57	335,25	0,10	1,22	99,64
Na ⁺	41,11	945,12	0,92	21,15	97,76
K ⁺	1,14	44,57	0,04	1,56	96,49
HCO ₃ ⁻	15,35	936,66	0,16	9,76	98,96
SO ₄ ⁻	12,48	599,48	0,01	0,48	99,92
NO ₃ ⁻	3,60	223,20	0,31	19,22	91,39
Cl ⁻	53,27	1.888,95	0,69	24,47	98,70
Cationes	84,70		1,17		
Aniones	84,70		1,17		
SiO ₂		38,70		0,20	99,48
Fe		0,05		0,00	
STD		5.310,18		80,27	98,49

Tabla A.17: Análisis de la muestra 17.

Muestra 17	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,18	143,89	0,04	0,80	99,44
Mg ²⁺	24,81	301,69	0,04	0,49	99,84
Na ⁺	72,55	1.667,92	1,51	34,71	97,92
K ⁺	1,02	39,88	0,03	1,17	97,06
HCO ₃ ⁻	15,38	938,49	0,16	9,76	98,96
SO ₄ ⁻	11,62	558,17	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	3,72	230,64	0,34	21,08	90,86
Cl ⁻	74,84	2.653,83	1,11	39,36	98,52
Cationes	105,56		1,62		
Aniones	105,56		1,62		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		6.562,05		108,06	98,35

Tabla A.18: Análisis de la muestra 18.

Muestra 18	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,21	144,49	0,04	0,80	99,45
Mg ²⁺	18,16	220,83	0,02	0,24	99,89
Na ⁺	69,12	1.589,07	1,45	33,34	97,90
K ⁺	0,66	25,81	0,02	0,78	96,97
HCO ₃ ⁻	11,34	691,97	0,13	7,93	98,85
SO ₄ ⁻	12,27	589,39	0,01	0,48	99,92
NO ₃ ⁻	2,17	134,54	0,20	12,40	90,78
Cl ⁻	69,37	2.459,86	1,19	42,20	98,28
Cationes	95,15		1,53		
Aniones	95,15		1,53		
SiO ₂		31,50		0,20	99,37
Fe		0,05		0,00	
STD		5.887,50		98,37	98,33

Tabla A.19: Análisis de la muestra 19.

Muestra 19	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	15,39	308,42	0,09	1,80	99,42
Mg ²⁺	32,51	395,32	0,05	0,61	99,85
Na ⁺	75,76	1.741,72	1,81	41,61	97,61
K ⁺	0,77	30,11	0,02	0,78	97,40
HCO ₃ ⁻	14,82	904,32	0,17	10,37	98,85
SO ₄ ⁻	14,45	694,11	0,01	0,48	99,93
NO ₃ ⁻	3,35	207,70	0,31	19,22	90,75
Cl ⁻	91,81	3.255,58	1,48	52,48	98,39
Cationes	124,43		1,97		
Aniones	124,43		1,97		
SiO ₂		35,70		0,20	99,44
Fe		0,06		0,00	
STD		7.573,03		127,56	98,32

Tabla A.20: Análisis de la muestra 20.

Muestra 20	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	15,62	313,02	0,12	2,40	99,23
Mg ²⁺	36,43	442,99	0,10	1,22	99,73
Na ⁺	62,69	1.441,24	1,51	34,71	97,59
K ⁺	1,43	55,91	0,04	1,56	97,20
HCO ₃ ⁻	15,41	940,32	0,19	11,59	98,77
SO ₄ ⁻	24,52	1.177,82	0,02	0,96	99,92
NO ₃ ⁻	3,53	218,86	0,33	20,46	90,65
Cl ⁻	72,71	2.578,30	1,23	43,62	98,31
Cationes	116,17		1,77		
Aniones	116,17		1,77		
SiO ₂		40,30		0,20	99,50
Fe		0,06		0,00	
STD		7.208,82		116,73	98,38

Tabla A.21: Análisis de la muestra 21.

Muestra 21	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,77	295,99	0,11	2,20	99,26
Mg ²⁺	28,50	346,56	0,08	0,97	99,72
Na ⁺	50,24	1.155,02	1,19	27,36	97,63
K ⁺	0,83	32,45	0,04	1,56	95,18
HCO ₃ ⁻	15,62	953,13	0,17	10,37	98,91
SO ₄ ⁻	16,47	791,14	0,01	0,48	99,94
NO ₃ ⁻	6,17	382,54	0,57	35,34	90,76
Cl ⁻	56,08	1.988,60	0,67	23,76	98,81
Cationes	94,34		1,42		
Aniones	94,34		1,42		
SiO ₂		35,00		0,20	99,43
Fe		0,10		0,00	
STD		5.980,53		102,25	98,29

Tabla A.22: Análisis de la muestra 22.

Muestra 22	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,74	175,15	0,06	1,20	99,31
Mg ²⁺	26,97	327,96	0,04	0,49	99,85
Na ⁺	84,11	1.933,69	1,85	42,53	97,80
K ⁺	0,69	26,98	0,02	0,78	97,10
HCO ₃ ⁻	15,10	921,40	0,19	11,59	98,74
SO ₄ ⁻	14,16	680,18	0,01	0,48	99,93
NO ₃ ⁻	3,23	200,26	0,30	18,60	90,71
Cl ⁻	88,02	3.121,19	1,47	52,13	98,33
CaT	120,51		1,97		
AN	120,51		1,97		
SiO ₂		41,00		0,20	99,51
Fe		0,06		0,00	
STD		7.427,86		128,00	98,28

Tabla A.23: Análisis de la muestra 23.

Muestra 23	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	6,59	132,06	0,04	0,80	99,39
Mg ²⁺	16,35	198,82	0,02	0,24	99,88
Na ⁺	100,91	2.319,92	2,10	48,28	97,92
K ⁺	0,49	19,16	0,02	0,78	95,92
HCO ₃ ⁻	17,07	1.041,61	0,22	13,42	98,71
SO ₄ ⁻	16,69	801,70	0,02	0,96	99,88
NO ₃ ⁻	1,41	87,42	0,13	8,06	90,78
Cl ⁻	89,17	3.161,97	1,81	64,18	97,97
Cationes	124,34		2,18		
Aniones	124,34		2,18		
SiO ₂		28,00		0,20	99,29
Fe		0,10		0,00	
STD		7.790,76		136,93	98,24

Tabla A.24: Análisis de la muestra 24.

Muestra 24	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,64	153,11	0,04	0,80	99,48
Mg ²⁺	18,66	226,91	0,03	0,36	99,84
Na ⁺	72,55	1.667,92	1,60	36,78	97,79
K ⁺	0,83	32,45	0,03	1,17	96,39
HCO ₃ ⁻	10,67	651,08	0,13	7,93	98,78
SO ₄ ⁻	11,69	561,53	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	2,24	138,88	0,21	13,02	90,63
Cl ⁻	75,08	2.662,34	1,35	47,87	98,20
Cationes	99,68		1,70		
Aniones	99,68		1,70		
SiO ₂		27,50		0,20	99,27
Fe		0,05		0,00	
STD		6.121,77		108,63	98,23

Tabla A.25: Análisis de la muestra 25.

Muestra 25	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,03	221,04	0,07	1,40	99,37
Mg ²⁺	21,59	262,53	0,09	1,09	99,58
Na ⁺	38,58	886,95	0,99	22,76	97,43
K ⁺	1,04	40,66	0,04	1,56	96,15
HCO ₃ ⁻	12,75	778,01	0,13	7,93	98,98
SO ₄ ⁻	15,12	726,29	0,01	0,48	99,93
NO ₃ ⁻	5,08	314,96	0,46	28,52	90,94
Cl ⁻	39,29	1.393,22	0,59	20,92	98,50
Cationes	72,24		1,19		
Aniones	72,24		1,19		
SiO ₂		41,00		0,20	99,51
Fe		0,06		0,00	
STD		4.664,73		84,88	98,18

Tabla A.26: Análisis de la muestra 26.

Muestra 26	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,03	281,16	0,10	2,00	99,29
Mg ²⁺	38,44	467,43	0,22	2,68	99,43
Na ⁺	72,39	1.664,25	2,00	45,98	97,24
K ⁺	1,53	59,82	0,06	2,35	96,08
HCO ₃ ⁻	14,70	896,99	0,21	12,81	98,57
SO ₄ ⁻	16,32	783,93	0,01	0,48	99,94
NO ₃ ⁻	4,87	301,94	0,47	29,14	90,35
Cl ⁻	90,50	3.209,13	1,69	59,93	98,13
Cationes	126,39		2,38		
Aniones	126,39		2,38		
SiO ₂		41,00		0,30	99,27
Fe		0,03		0,00	
STD		7.705,69		155,67	97,98

Tabla A.27: Análisis de la muestra 27.

Muestra 27	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	12,30	246,49	0,09	1,80	99,27
Mg ²⁺	21,95	266,91	0,06	0,73	99,73
Na ⁺	44,04	1.012,48	1,11	25,52	97,48
K ⁺	1,83	71,55	0,06	2,35	96,72
HCO ₃ ⁻	12,74	777,39	0,18	10,98	98,59
SO ₄ ⁻	13,83	664,32	0,02	0,96	99,86
NO ₃ ⁻	2,22	137,64	0,21	13,02	90,54
Cl ⁻	51,33	1.820,16	0,91	32,27	98,23
CaT	80,12		1,32		
AN	80,12		1,32		
SiO ₂		39,50		0,30	99,24
Fe		0,06		0,00	
STD		5.036,52		87,93	98,25

Tabla A.28: Análisis de la muestra 28.

Muestra 28	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,09	282,36	0,10	2,00	99,29
Mg ²⁺	27,32	332,21	0,16	1,95	99,41
Na ⁺	47,39	1.089,50	1,22	28,05	97,43
K ⁺	1,53	59,82	0,04	1,56	97,39
HCO ₃ ⁻	15,78	962,90	0,21	12,81	98,67
SO ₄ ⁻	15,32	735,90	0,01	0,48	99,93
NO ₃ ⁻	2,07	128,34	0,20	12,40	90,34
Cl ⁻	57,16	2.026,89	1,10	39,01	98,08
Cationes	90,33		1,52		
Aniones	90,33		1,52		
SiO ₂		33,00		0,20	99,39
Fe		0,00		0,00	
STD		5.650,92		98,46	98,26

Tabla A.29: Análisis de la muestra 29.

Muestra 29	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,23	205,01	0,10	2,00	99,02
Mg ²⁺	19,75	240,16	0,13	1,58	99,34
Na ⁺	58,85	1.352,96	1,76	40,46	97,01
K ⁺	1,66	64,91	0,08	3,13	95,18
HCO ₃ ⁻	13,80	842,08	0,25	15,26	98,19
SO ₄ ⁻	6,37	305,98	0,02	0,96	99,69
NO ₃ ⁻	0,85	52,70	0,09	5,58	89,41
Cl ⁻	69,47	2.463,41	1,71	60,64	97,54
Cationes	90,49		2,07		
Aniones	90,49		2,07		
SiO ₂		42,60		0,30	99,30
Fe		0,01		0,00	
STD		5.569,81		129,91	97,67

Tabla A.30: Análisis de la muestra 30.

Muestra 30	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	13,59	272,34	0,11	2,20	99,19
Mg ²⁺	25,36	308,38	0,15	1,82	99,41
Na ⁺	54,83	1.260,54	1,51	34,71	97,25
K ⁺	0,86	33,63	0,03	1,17	96,51
HCO ₃ ⁻	15,95	973,27	0,25	15,26	98,43
SO ₄ ⁻	19,42	932,84	0,03	1,44	99,85
NO ₃ ⁻	4,35	269,70	0,42	26,04	90,34
Cl ⁻	54,92	1.947,46	1,10	39,01	98,00
Cationes	94,64		1,80		
Aniones	94,64		1,80		
SiO ₂		33,00		0,20	99,39
Fe		0,10		0,00	
STD		6.031,26		121,86	97,98

Tabla A.31: Análisis de la muestra 31.

Muestra 31	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	13,97	279,96	0,11	2,20	99,21
Mg ²⁺	29,02	352,88	0,18	2,19	99,38
Na ⁺	54,38	1.250,20	1,47	33,80	97,30
K ⁺	0,70	27,37	0,03	1,17	95,71
HCO ₃ ⁻	15,60	951,91	0,21	12,81	98,65
SO ₄ ⁻	6,35	305,02	0,01	0,48	99,84
NO ₃ ⁻	2,47	153,14	0,24	14,88	90,28
Cl ⁻	73,65	2.611,63	1,33	47,16	98,19
Cationes	98,07		1,79		
Aniones	98,07		1,79		
SiO ₂		37,40		0,20	99,47
Fe		0,05		0,00	
STD		5.969,56		114,90	98,08

Tabla A.32: Análisis de la muestra 32.

Muestra 32	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,98	240,08	0,10	2,00	99,17
Mg ²⁺	33,38	405,90	0,11	1,34	99,67
Na ⁺	43,08	990,41	1,27	29,20	97,05
K ⁺	1,22	47,70	0,06	2,35	95,08
HCO ₃ ⁻	15,71	958,62	0,26	15,87	98,35
SO ₄ ⁻	20,95	1.006,33	0,03	1,44	99,86
NO ₃ ⁻	2,42	150,04	0,24	14,88	90,08
Cl ⁻	50,58	1.793,57	1,01	35,81	98,00
Cationes	89,66		1,54		
Aniones	89,66		1,54		
SiO ₂		36,80		0,20	99,46
Fe		0,10		0,00	
STD		5.629,56		103,09	98,17

Tabla A.33: Análisis de la muestra 33.

Muestra 33	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,75	175,35	0,06	1,20	99,31
Mg ²⁺	16,66	202,59	0,03	0,36	99,82
Na ⁺	47,54	1.092,94	1,30	29,89	97,27
K ⁺	0,96	37,54	0,04	1,56	95,83
HCO ₃ ⁻	12,83	782,89	0,17	10,37	98,67
SO ₄ ⁻	15,75	756,55	0,02	0,96	99,87
NO ₃ ⁻	5,37	332,94	0,52	32,24	90,32
Cl ⁻	39,96	1.416,98	0,72	25,53	98,20
Cationes	73,91		1,43		
Aniones	73,91		1,43		
SiO ₂		37,50		0,30	99,20
Fe		0,05		0,00	
STD		4.835,33		102,42	97,88

Tabla A.34: Análisis de la muestra 34.

Muestra 34	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	13,47	269,94	0,08	1,60	99,41
Mg ²⁺	19,05	231,65	0,03	0,36	99,84
Na ⁺	46,02	1.058,00	1,24	28,51	97,31
K ⁺	1,28	50,05	0,05	1,96	96,09
HCO ₃ ⁻	14,80	903,10	0,19	11,59	98,72
SO ₄ ⁻	16,61	797,86	0,02	0,96	99,88
NO ₃ ⁻	3,55	220,10	0,34	21,08	90,42
Cl ⁻	44,86	1.590,74	0,85	30,14	98,11
Cationes	79,82		1,40		
Aniones	79,82		1,40		
SiO ₂		40,20		0,20	99,50
Fe		0,10		0,00	
STD		5.161,73		96,41	98,13

Tabla A.35: Análisis de la muestra 35.

Muestra 35	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,03	201,00	0,07	1,40	99,30
Mg ²⁺	21,44	260,71	0,05	0,61	99,77
Na ⁺	45,87	1.054,55	1,29	29,66	97,19
K ⁺	1,81	70,77	0,07	2,74	96,13
HCO ₃ ⁻	12,85	784,11	0,20	12,20	98,44
SO ₄ ⁻	11,32	543,76	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	3,87	239,94	0,38	23,56	90,18
Cl ⁻	51,11	1.812,36	0,89	31,56	98,26
Cationes	79,15		1,48		
Aniones	79,15		1,48		
SiO ₂		36,50		0,20	99,45
Fe		0,03		0,00	
STD		5.003,73		102,41	97,95

Tabla A.36: Análisis de la muestra 36.

Muestra 36	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,09	142,08	0,04	0,80	99,44
Mg ²⁺	14,32	174,13	0,02	0,24	99,86
Na ⁺	50,12	1.152,26	1,40	32,19	97,21
K ⁺	0,74	28,93	0,03	1,17	95,95
HCO ₃ ⁻	12,95	790,21	0,22	13,42	98,30
SO ₄ ⁻	14,24	684,02	0,02	0,96	99,86
NO ₃ ⁻	3,34	207,08	0,33	20,46	90,12
Cl ⁻	41,74	1.480,10	0,92	32,62	97,80
Cationes	72,27		1,49		
Aniones	72,27		1,49		
SiO ₂		36,50		0,20	99,45
Fe		0,10		0,00	
STD		4.695,42		102,07	97,83

Tabla A.37: Análisis de la muestra 37.

Muestra 37	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,39	208,22	0,09	1,80	99,13
Mg ²⁺	20,51	249,40	0,06	0,73	99,71
Na ⁺	41,54	955,00	1,21	27,82	97,09
K ⁺	0,84	32,84	0,05	1,96	94,05
HCO ₃ ⁻	12,61	769,46	0,22	13,42	98,26
SO ₄ ⁻	11,65	559,61	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	2,83	175,46	0,28	17,36	90,11
Cl ⁻	46,19	1.637,90	0,90	31,91	98,05
Cationes	73,28		1,41		
Aniones	73,28		1,41		
SiO ₂		38,30		0,30	99,22
Fe		0,05		0,00	
STD		4.626,24		95,78	97,93

Tabla A.38: Análisis de la muestra 38.

Muestra 38	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	14,40	288,58	0,11	2,20	99,24
Mg ²⁺	26,58	323,21	0,08	0,97	99,70
Na ⁺	39,17	900,52	1,19	27,36	96,96
K ⁺	1,84	71,94	0,08	3,13	95,65
HCO ₃ ⁻	14,24	868,92	0,19	11,59	98,67
SO ₄ ⁻	17,18	825,24	0,02	0,96	99,88
NO ₃ ⁻	4,37	270,94	0,43	26,66	90,16
Cl ⁻	46,20	1.638,25	0,82	29,08	98,23
Cationes	81,99		1,46		
Aniones	81,99		1,46		
SiO ₂		32,30		0,20	99,38
Fe		0,07		0,00	
STD		5.219,98		102,16	98,04

Tabla A.39: Análisis de la muestra 39.

Muestra 39	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	5,29	106,01	0,03	0,60	99,43
Mg ²⁺	16,56	201,37	0,03	0,36	99,82
Na ⁺	54,35	1.249,51	1,57	36,09	97,11
K ⁺	2,03	79,37	0,08	3,13	96,06
HCO ₃ ⁻	13,12	800,58	0,20	12,20	98,48
SO ₄ ⁻	8,47	406,86	0,01	0,48	99,88
NO ₃ ⁻	4,60	285,20	0,46	28,52	90,00
Cl ⁻	52,04	1.845,34	1,04	36,88	98,00
Cationes	78,23		1,71		
Aniones	78,23		1,71		
SiO ₂		38,50		0,30	99,22
Fe		0,06		0,00	
STD		5.012,80		118,57	97,63

Tabla A.40: Análisis de la muestra 40.

Muestra 40	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,73	194,99	0,07	1,40	99,28
Mg ²⁺	19,28	234,44	0,04	0,49	99,79
Na ⁺	50,28	1.155,94	1,45	33,34	97,12
K ⁺	0,95	37,15	0,04	1,56	95,79
HCO ₃ ⁻	14,40	878,69	0,19	11,59	98,68
SO ₄ ⁻	11,36	545,68	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	3,75	232,50	0,36	22,32	90,40
Cl ⁻	50,73	1.798,89	1,04	36,88	97,95
Cationes	80,24		1,60		
Aniones	80,24		1,60		
SiO ₂		31,00		0,20	99,35
Fe		0,05		0,00	
STD		5.109,32		108,26	97,88

Tabla A.41: Análisis de la muestra 41.

Muestra 41	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,78	195,99	0,07	1,40	99,28
Mg ²⁺	21,90	266,30	0,07	0,85	99,68
Na ⁺	32,81	754,30	1,11	25,52	96,62
K ⁺	0,72	28,15	0,05	1,96	93,06
HCO ₃ ⁻	10,75	655,97	0,15	9,15	98,60
SO ₄ ⁻	7,92	380,44	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	3,60	223,20	0,32	19,84	91,11
Cl ⁻	42,94	1.522,65	0,82	29,08	98,09
Cationes	65,21		1,30		
Aniones	65,21		1,30		
SiO ₂		32,60		0,20	99,39
Fe		0,04		0,00	
STD		4.059,64		88,48	97,82

Tabla A.42: Análisis de la muestra 42.

Muestra 42	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,71	154,51	0,05	1,00	99,35
Mg ²⁺	15,03	182,76	0,03	0,36	99,80
Na ⁺	97,24	2.235,55	2,61	60,00	97,32
K ⁺	1,17	45,75	0,04	1,56	96,58
HCO ₃ ⁻	12,06	735,90	0,27	16,48	97,76
SO ₄ ⁻	16,02	769,52	0,03	1,44	99,81
NO ₃ ⁻	0,49	30,38	0,06	3,72	87,76
Cl ⁻	92,58	3.282,89	2,37	84,04	97,44
Cationes	121,15		2,73		
Aniones	121,15		2,73		
SiO ₂		35,00		0,40	98,86
Fe		0,00		0,00	
STD		7.472,26		169,01	97,74

Tabla A.43: Análisis de la muestra 43.

Muestra 43	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	5,48	109,82	0,04	0,80	99,27
Mg ²⁺	12,61	153,34	0,03	0,36	99,76
Na ⁺	47,43	1.090,42	1,32	30,35	97,22
K ⁺	0,78	30,50	0,03	1,17	96,15
HCO ₃ ⁻	8,28	505,25	0,12	7,32	98,55
SO ₄ ⁻	6,66	319,91	0,01	0,48	99,85
NO ₃ ⁻	2,73	169,26	0,30	18,60	89,01
Cl ⁻	48,63	1.724,42	0,99	35,11	97,96
Cationes	66,30		1,42		
Aniones	66,30		1,42		
SiO ₂		34,30		0,30	99,13
Fe		0,04		0,00	
STD		4.137,25		94,49	97,72

Tabla A.44: Análisis de la muestra 44.

Muestra 44	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,55	211,42	0,07	1,40	99,34
Mg ²⁺	19,57	237,97	0,03	0,36	99,85
Na ⁺	39,03	897,30	0,91	20,92	97,67
K ⁺	0,54	21,11	0,05	1,96	90,74
HCO ₃ ⁻	11,23	685,25	0,12	7,32	98,93
SO ₄ ⁻	12,15	583,63	0,07	3,36	99,42
NO ₃ ⁻	4,57	283,34	0,33	20,46	92,78
Cl ⁻	37,13	1.316,63	0,54	19,15	98,55
Cationes	65,08		1,06		
Aniones	65,08		1,06		
SiO ₂		41,00		0,40	99,02
Fe		0,05		0,00	
STD		4.277,71		75,34	98,24

Tabla A.45: Análisis de la muestra 45.

Muestra 45	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,48	169,94	0,06	1,00	99,41
Mg ²⁺	18,70	227,39	0,03	0,36	99,84
Na ⁺	40,70	935,69	0,93	21,38	97,71
K ⁺	0,89	34,80	0,08	3,13	91,01
HCO ₃ ⁻	13,76	839,64	0,17	10,37	98,76
SO ₄ ⁻	11,93	573,06	0,07	3,36	99,41
NO ₃ ⁻	4,04	250,48	0,33	20,46	91,83
Cl ⁻	39,04	1.384,36	0,53	18,79	98,64
Cationes	68,77		1,10		
Aniones	68,77		1,10		
SiO ₂		36,00		0,30	99,17
Fe		0,05		0,00	
STD		4.451,40		79,16	98,22

Tabla A.46: Análisis de la muestra 46.

Muestra 46	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,17	143,69	0,05	1,00	99,30
Mg ²⁺	17,16	208,67	0,03	0,36	99,83
Na ⁺	41,09	944,66	1,07	24,60	97,40
K ⁺	0,80	31,28	0,08	3,13	90,00
HCO ₃ ⁻	15,82	965,34	0,30	18,31	98,10
SO ₄ ⁻	19,13	918,91	0,17	8,17	99,11
NO ₃ ⁻	2,22	137,64	0,20	12,40	90,99
Cl ⁻	29,05	1030,11	0,56	19,86	98,07
CaT	66,22		1,23		
AN	66,22		1,23		
SiO ₂		32,50		0,30	99,08
Fe		0,10		0,00	
STD		4.412,89		88,12	98,00

Tabla A.47: Análisis de la muestra 47.

Muestra 47	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,12	162,72	0,05	1,00	99,38
Mg ²⁺	14,54	176,81	0,03	0,36	99,79
Na ⁺	39,56	909,48	1,15	26,44	97,09
K ⁺	0,66	25,81	0,03	1,17	95,45
HCO ₃ ⁻	10,77	657,19	0,15	9,15	98,61
SO ₄ ⁻	8,91	427,99	0,01	0,48	99,89
NO ₃ ⁻	3,35	207,70	0,33	20,46	90,15
Cl ⁻	39,85	1.413,08	0,77	27,30	98,07
Cationes	62,88		1,26		
Aniones	62,88		1,26		
SiO ₂		42,50		0,30	99,29
Fe		0,05		0,00	
STD		4.023,33		86,68	97,85

Tabla A.48: Análisis de la muestra 48.

Muestra 48	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	13,44	269,34	0,11	2,20	99,18
Mg ²⁺	24,83	301,93	0,11	1,34	99,56
Na ⁺	41,04	943,51	1,23	28,28	97,00
K ⁺	1,61	62,95	0,09	3,52	94,41
HCO ₃ ⁻	12,12	739,56	0,20	12,20	98,35
SO ₄ ⁻	15,11	725,81	0,03	1,44	99,80
NO ₃ ⁻	2,60	161,20	0,26	16,12	90,00
Cl ⁻	51,09	1.811,65	1,05	37,23	97,94
Cationes	80,92		1,54		
Aniones	80,92		1,54		
SiO ₂		36,00		0,20	99,44
Fe		0,10		0,00	
STD		5.052,05		102,54	97,97

Tabla A.49: Análisis de la muestra 49.

Muestra 49	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,18	163,93	0,05	1,00	99,39
Mg ²⁺	17,22	209,40	0,03	0,36	99,83
Na ⁺	40,16	923,28	1,30	29,89	96,76
K ⁺	0,97	37,93	0,05	1,96	94,85
HCO ₃ ⁻	15,37	937,88	0,25	15,26	98,37
SO ₄ ⁻	12,72	611,01	0,10	4,80	99,21
NO ₃ ⁻	4,48	277,76	0,33	20,46	92,63
Cl ⁻	33,96	1.204,22	0,75	26,60	97,79
Cationes	66,53		1,43		
Aniones	66,53		1,43		
SiO ₂		33,50		0,30	99,10
Fe		0,05		0,00	
STD		4.398,94		100,62	97,71

Tabla A.50: Análisis de la muestra 50.

Muestra 50	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	12,49	250,30	0,12	2,40	99,04
Mg ²⁺	19,80	240,77	0,11	1,34	99,44
Na ⁺	45,57	1.047,65	1,42	32,65	96,88
K ⁺	0,77	30,11	0,09	3,52	88,31
HCO ₃ ⁻	15,80	964,12	0,20	12,20	98,73
SO ₄ ⁻	12,49	599,96	0,08	3,84	99,36
NO ₃ ⁻	2,85	176,70	0,29	17,98	89,82
Cl ⁻	47,49	1.684,00	1,17	41,49	97,54
Cationes	78,63		1,74		
Aniones	78,63		1,74		
SiO ₂		33,50		0,20	99,40
Fe		0,05		0,00	
STD		5027,15		115,62	97,70

Tabla A.51: Análisis de la muestra 51.

Muestra 51	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	10,07	201,80	0,10	2,00	99,01
Mg ²⁺	19,70	239,55	0,10	1,22	99,49
Na ⁺	38,43	883,51	1,37	31,50	96,44
K ⁺	0,46	17,99	0,05	1,96	89,13
HCO ₃ ⁻	11,58	706,61	0,19	11,59	98,36
SO ₄ ⁻	11,54	554,32	0,08	3,84	99,31
NO ₃ ⁻	3,11	192,82	0,30	18,60	90,35
Cl ⁻	42,43	1.504,57	1,05	37,23	97,53
Cationes	68,66		1,62		
Aniones	68,66		1,62		
SiO ₂		40,00		0,30	99,25
Fe		0,05		0,00	
STD		4.341,22		108,24	97,51

Tabla A.52: Análisis de la muestra 52.

Muestra 52	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,13	223,05	0,10	2,00	99,10
Mg ²⁺	21,46	260,95	0,14	1,70	99,35
Na ⁺	27,66	635,90	0,83	19,08	97,00
K ⁺	1,41	55,13	0,09	3,52	93,62
HCO ₃ ⁻	15,00	915,30	0,18	10,98	98,80
SO ₄ ⁻	11,45	550,00	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	6,52	404,24	0,50	31,00	92,33
Cl ⁻	28,69	1.017,35	0,47	16,67	98,36
Cationes	61,66		1,16		
Aniones	61,66		1,16		
SiO ₂		36,00		0,20	99,44
Fe		0,10		0,00	
STD		4.098,02		85,64	97,91

Tabla A.53: Análisis de la muestra 53.

Muestra 53	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	8,50	170,34	0,03	0,60	99,65
Mg ²⁺	17,12	208,18	0,03	0,36	99,82
Na ⁺	42,22	970,64	1,55	35,63	96,33
K ⁺	0,95	37,15	0,08	3,13	91,58
HCO ₃ ⁻	15,41	940,32	0,20	12,20	98,70
SO ₄ ⁻	12,12	582,18	0,01	0,48	99,92
NO ₃ ⁻	5,14	318,68	0,46	28,52	91,05
Cl ⁻	35,12	1.245,36	1,02	36,17	97,10
Cationes	68,79		1,69		
Aniones	67,79		1,69		
SiO ₂		35,00		0,30	99,14
Fe		0,05		0,00	
STD		4.507,89		117,40	97,40

Tabla A.54: Análisis de la muestra 54.

Muestra 54	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	11,18	224,05	0,07	1,40	99,37
Mg ²⁺	22,11	268,86	0,03	0,36	99,86
Na ⁺	28,21	648,55	1,11	25,52	96,07
K ⁺	1,44	56,30	0,05	1,96	96,53
HCO ₃ ⁻	15,11	922,01	0,20	12,20	98,68
SO ₄ ⁻	11,62	558,17	0,01	0,48	99,91
NO ₃ ⁻	6,83	423,46	0,25	15,50	96,34
Cl ⁻	29,38	1.041,81	0,80	28,37	97,28
Cationes	62,94		1,26		
Aniones	62,94		1,26		
SiO ₂		37,30		0,30	99,20
Fe		0,10		0,00	
STD		4.180,61		86,09	97,94

Tabla A.55: Análisis de la muestra 55.

Muestra 55	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,22	184,77	0,06	1,20	99,35
Mg ²⁺	15,12	183,86	0,03	0,36	99,80
Na ⁺	40,15	923,05	1,25	28,74	96,89
K ⁺	0,90	35,19	0,02	0,78	97,78
HCO ₃ ⁻	12,13	740,17	0,16	9,76	98,68
SO ₄ ⁻	8,70	417,90	0,02	0,96	99,77
NO ₃ ⁻	2,89	179,18	0,31	19,22	89,27
Cl ⁻	41,67	1.477,62	0,87	30,85	97,91
Cationes	65,39		1,36		
Aniones	65,39		1,36		
SiO ₂		32,00		0,24	99,25
Fe		0,05		0,00	
STD		4.173,79		92,12	97,79

Tabla A.56: Análisis de la muestra 56.

Muestra 56	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	6,21	124,45	0,04	0,80	99,36
Mg ²⁺	11,34	137,89	0,03	0,36	99,74
Na ⁺	35,35	812,70	1,05	24,14	97,03
K ⁺	1,10	43,01	0,03	1,17	97,27
HCO ₃ ⁻	14,33	874,42	0,18	10,98	98,74
SO ₄ ⁻	8,53	409,74	0,01	0,48	99,88
NO ₃ ⁻	2,18	135,16	0,21	13,02	90,37
Cl ⁻	28,96	1.026,92	0,75	26,60	97,41
Cationes	54,00		1,15		
Aniones	54,00		1,15		
SiO ₂		35,70		0,15	99,58
Fe		0,03		0,00	
STD		3.600,02		77,71	97,84

Tabla A.57: Análisis de la muestra 57.

Muestra 57	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,33	186,97	0,08	1,60	99,14
Mg ²⁺	18,20	221,31	0,05	0,61	99,73
Na ⁺	30,67	705,10	1,11	25,52	96,38
K ⁺	0,83	32,45	0,04	1,56	95,18
HCO ₃ ⁻	13,56	827,43	0,14	8,54	98,97
SO ₄ ⁻	9,31	447,21	0,02	0,96	99,79
NO ₃ ⁻	2,71	168,02	0,25	15,50	90,77
Cl ⁻	33,45	1.186,14	0,87	30,85	97,40
Cationes	59,03		1,28		
Aniones	59,03		1,28		
SiO ₂		35,50		0,30	99,15
Fe		0,05		0,00	
STD		3.810,19		85,45	97,76

Tabla A.58: Análisis de la muestra 58.

Muestra 58	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	7,15	143,29	0,05	1,00	99,30
Mg ²⁺	17,10	207,94	0,03	0,36	99,82
Na ⁺	39,45	906,96	1,31	30,12	96,68
K ⁺	0,95	37,15	0,03	1,17	96,84
HCO ₃ ⁻	15,15	924,45	0,14	8,54	99,08
SO ₄ ⁻	10,33	496,20	0,01	0,48	99,90
NO ₃ ⁻	4,51	279,62	0,40	24,80	91,13
Cl ⁻	34,66	1.229,04	0,87	30,85	97,49
Cationes	64,65		1,42		
Aniones	64,65		1,42		
SiO ₂		37,40		0,30	99,20
Fe		0,02		0,00	
STD		4.262,06		97,63	97,71

Tabla A.59: Análisis de la muestra 59.

Muestra 59	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	4,25	85,17	0,02	0,40	99,53
Mg ²⁺	9,16	111,39	0,01	0,12	99,89
Na ⁺	47,33	1.088,12	1,41	32,42	97,02
K ⁺	0,76	29,72	0,03	1,17	96,05
HCO ₃ ⁻	14,61	891,50	0,26	15,87	98,22
SO ₄ ⁻	9,31	447,21	0,07	3,36	99,25
NO ₃ ⁻	2,42	150,04	0,20	12,40	91,74
Cl ⁻	35,16	1.246,77	0,94	33,33	97,33
Cationes	61,50		1,47		
Aniones	61,50		1,47		
SiO ₂		44,00		0,40	99,09
Fe		0,02		0,00	
STD		4.093,93		99,47	97,57

Tabla A.60: Análisis de la muestra 60.

Muestra 60	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	5,47	109,62	0,03	0,60	99,45
Mg ²⁺	11,81	143,61	0,05	0,61	99,58
Na ⁺	52,53	1.207,66	1,84	42,30	96,50
K ⁺	0,92	35,97	0,04	1,56	95,65
HCO ₃ ⁻	14,71	897,60	0,25	15,26	98,30
SO ₄ ⁻	8,84	424,63	0,07	3,36	99,21
NO ₃ ⁻	2,14	132,68	0,21	13,02	90,19
Cl ⁻	45,04	1.597,12	1,43	50,71	96,83
Cationes	70,73		1,96		
Aniones	70,73		1,96		
SiO ₂		41,00		0,30	99,27
Fe		0,02		0,00	
STD		4.589,92		127,72	97,22

Tabla A.61: Análisis de la muestra 61.

Muestra 61	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	5,53	110,82	0,03	0,60	99,46
Mg ²⁺	12,77	155,28	0,03	0,36	99,77
Na ⁺	49,92	1.147,66	1,61	37,01	96,77
K ⁺	1,15	44,97	0,06	2,35	94,78
HCO ₃ ⁻	14,60	890,89	0,25	15,26	98,29
SO ₄ ⁻	6,35	305,02	0,04	1,92	99,37
NO ₃ ⁻	2,26	140,12	0,20	12,40	91,15
Cl ⁻	46,16	1.636,83	1,24	43,97	97,31
CaT	69,37		1,73		
AN	69,37		1,73		
SiO ₂		39,00		0,30	99,23
Fe		0,03		0,00	
STD		4.470,63		114,17	97,45

Tabla A.62: Análisis de la muestra 62.

Muestra 62	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	9,57	191,78	0,06	1,20	99,37
Mg ²⁺	20,20	245,63	0,04	0,49	99,80
Na ⁺	30,88	709,93	1,03	23,68	96,66
K ⁺	1,21	47,31	0,06	2,35	95,04
HCO ₃ ⁻	14,22	867,70	0,18	10,98	98,73
SO ₄ ⁻	10,45	501,97	0,01	0,48	99,90
NO ₃ ⁻	5,71	354,02	0,33	20,46	94,22
Cl ⁻	31,48	1.116,28	0,67	23,76	97,87
Cationes	61,86		1,19		
Aniones	61,86		1,19		
SiO ₂		36,00		0,20	99,44
Fe		0,05		0,00	
STD		4.070,68		83,60	97,95

Tabla A.63: Análisis de la muestra 63.

Muestra 63	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	3,64	72,95	0,02	0,40	99,45
Mg ²⁺	6,53	79,40	0,02	0,24	99,69
Na ⁺	35,70	820,74	1,04	23,91	97,09
K ⁺	0,55	21,51	0,02	0,78	96,36
HCO ₃ ⁻	12,55	765,80	0,15	9,15	98,80
SO ₄ ⁻	6,80	326,64	0,03	1,44	99,56
NO ₃ ⁻	2,25	139,50	0,22	13,64	90,22
Cl ⁻	24,82	880,12	0,70	24,82	97,18
Cationes	46,42		1,10		
Aniones	46,42		1,10		
SiO ₂		38,00		0,30	99,21
Fe		0,05		0,00	
STD		3.144,70		74,69	97,62

Tabla A.64: Análisis de la muestra 64.

Muestra 64	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	meq l ⁻¹	mg l ⁻¹	%
Ca ²⁺	3,40	68,14	0,02	0,40	99,41
Mg ²⁺	7,52	91,44	0,02	0,24	99,73
Na ⁺	43,45	998,92	1,32	30,35	96,96
K ⁺	0,67	26,20	0,03	1,17	95,52
HCO ₃ ⁻	12,80	781,06	0,20	12,20	98,44
SO ₄ ⁻	7,92	380,44	0,01	0,48	99,87
NO ₃ ⁻	3,12	193,44	0,30	18,60	90,38
Cl ⁻	31,20	1.106,35	0,88	31,20	97,18
Cationes	55,04		1,39		
Aniones	55,04		1,39		
SiO ₂		44,00		0,30	99,32
Fe		0,05		0,00	
STD		3.690,03		94,95	97,43

Tabla A.65: Análisis de la muestra 65.

Muestra 65	Alimentación		Producto		Rechazo Sal
Ca ²⁺	4,37	87,57	0,02	0,40	99,54
Mg ²⁺	8,40	102,14	0,04	0,49	99,52
Na ⁺	40,40	928,80	1,30	29,89	96,78
K ⁺	0,58	22,68	0,02	0,78	96,55
HCO ₃ ⁻	12,47	760,92	0,18	10,98	98,56
SO ₄ ⁻	7,90	379,48	0,02	0,96	99,75
NO ₃ ⁻	2,35	145,70	0,24	14,88	89,79
Cl ⁻	31,03	1.100,32	0,94	33,33	96,97
Cationes	53,75		1,38		
Aniones	53,75		1,38		
SiO ₂		46,00		0,42	99,09
Fe		0,05		0,00	
STD		3.573,66		92,13	97,42

Apéndice B

Datos de operación, normalización, LSI y S&DSI

Tabla B.1: Datos de operación de la planta.

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
20	9.800	58	14,4	13,4	13,0	11,0	15,0	306	TM1
272	9.100	56	15,0	14,3	14,0	11,6	15,0	199	
889	11.000	55	16,1	15,3	15,0	12,3	15,3	251	TM2
985	11.050	56	16,4	15,5	15,1	11,0	14,0	240	
987	10.800	56	15,5	14,7	14,3	11,2	14,0	200	TM3
1.498	11.180	59	16,2	15,2	14,7	10,7	15,1	215	LQ
2.142	9.420	58	16,3	15,3	14,8	10,8	15,1	190	TM4
2.597	9.230	58	16,3	15,3	14,8	10,9	15,3	202	
3.455	9.360	58	16,4	15,4	14,9	10,9	15,0	188	TM5
4.150	8.550	58	16,4	15,4	14,9	10,9	14,9	166	
4.815	8.130	56	16,3	15,3	14,8	11,6	15,0	149	TM6
5.417	7.910	58	16,4	15,4	14,9	10,7	15,0	174	
6.071	7.850	57	16,3	15,3	14,8	11,0	14,8	170	TM7
6.407	7.960	57	16,0	15,0	14,5	11,2	14,7	175	
6.527	8.000	57	16,5	15,4	14,8	11,2	15,1	170	TM8
6.584	3.730	58	14,2	13,4	13,0	11,0	15,0	73	LQ

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
7.103	6.550	65	18,5	17,2	16,8	8,5	15,5	196	TM9
7.746	9.000	58	17,7	16,4	16,0	10,8	15,0	320	
8.555	9.000	58	19,9	18,0	17,3	10,8	14,8	255	TM10
8.939	7.700	58	22,5	21,0	20,5	11,0	15,5	187	LQ
8.940	7.900	58	22,3	20,8	20,4	10,9	15,3	190	TM11
9.080	8.300	59	22,8	21,5	21,0	10,4	15,0	207	
9.084	8.410	59	19,2	17,2	16,8	10,5	15,0	210	LQ/TM12
9.891	8.560	58	19,1	17,2	16,8	10,7	14,8	216	
10.506	10.200	58	19,0	17,7	17,3	10,8	14,9	233	TM13
11.176	7.870	58	19,2	17,9	17,5	10,9	15,3	183	
11.836	9.230	57	18,9	17,5	17,0	11,4	15,0	203	TM14
12.980	9.200	59	19,2	18,0	17,4	10,6	15,2	181	
13.715	7.900	58	18,7	17,4	16,7	10,9	15,2	163	TM15
14.983	7.010	61	19,4	18,1	17,0	10,1	15,5	140	
15.626	7.990	60	19,5	18,0	17,0	10,1	15,3	159	TM16
16.245	6.900	60	19,8	18,5	17,5	10,2	15,2	140	

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
16.976	9.930	59	20,0	18,5	17,5	10,3	14,8	218	TM17
17.648	9.980	60	20,5	19,0	18,0	9,9	15,0	222	
18.319	9.100	59	20,6	19,2	18,2	9,9	14,5	207	TM18
18.992	11.500	66	22,3	21,0	20,0	7,8	15,0	295	
19.160	11.200	60	22,0	20,4	19,4	10,2	15,0	248	TM19
19.665	10.500	60	21,0	19,5	18,5	10,4	15,3	248	LQ
20.286	10.100	60	21,0	19,5	18,5	10,3	15,2	240	TM20
21.004	7.500	59	21,4	20,0	19,0	10,3	15,0	167	
22.310	9.100	58	21,0	19,5	18,5	10,4	14,5	200	TM21
23.736	8.070	60	20,5	19,1	18,1	9,5	14,4	199	
24.066	10.630	61	22,3	20,5	20,0	9,8	15,3	239	TM22
24.971	10.480	60	22,6	20,6	20,1	10,1	15,1	294	
25.621	11.450	60	22,6	21,0	20,3	10,0	15,1	277	TM23
26.234	12.280	60	22,5	21,0	20,2	9,8	15,0	299	
26.852	9.290	63	23,0	21,8	21,2	9,0	15,2	243	TM24
27.649	10.260	61	23,3	22,0	21,5	9,2	14,3	274	

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
28.813	7.200	64	22,2	20,3	19,7	9,2	16,7	172	TM25
28.993	13.120	58	21,5	19,5	19,1	10,5	14,3	323	
29.665	12.500	60	22,2	20,1	19,7	9,8	15,0	303	TM26
30.334	11.250	60	22,5	21,5	20,5	9,9	15,0	264	
30.999	7.850	59	22,5	20,8	20,5	10,4	15,0	195	TM27
31.584	7.950	59	23,0	21,7	21,0	10,8	15,6	216	
32.016	8.160	59	23,5	22,2	21,7	9,9	14,5	218	TM28
32.301	7.600	59	22,6	22,0	21,1	10,0	14,6	209	LQ
32.951	8.760	60	23,0	22,1	21,2	9,8	14,8	285	TM29
33.456	10.630	59	24,2	22,5	22,0	9,9	14,5	239	
34.101	8.820	61	23,5	22,6	22,2	9,6	14,8	263	TM30
34.483	8.300	61	23,3	22,5	22,0	9,6	14,8	240	
35.719	8.650	61	24,0	22,8	22,3	9,3	14,5	247	TM31
36.470	7.480	62	23,8	22,0	21,2	9,3	15,0	221	
36.577		62	23,7	22,0	21,2	9,4	15,2		LQ
36.580		60	21,0	18,5	17,5	10,0	15,2		

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
37.113	8.130	60	20,8	18,3	17,5	10,3	15,4	800	TM32
37.217	8.200	60	20,7	18,2	17,5	10,3	15,3	801	
37.847	7.280	60	20,8	18,3	17,5	10,5	15,5	221	TM33
39.250	7.700	60	21,0	18,5	17,8	10,4	15,4	228	
39.889	7.500	60	21,0	18,5	17,7	10,4	15,5	210	TM34
40.458	7.670	58	20,8	18,3	17,5	11,0	15,3	224	
41.329	7.680	60	21,0	18,8	18,0	10,3	15,2	228	TM35
41.905	7.070	60	21,0	18,5	17,8	10,2	15,3	210	
42.590	7.030	60	20,8	18,3	17,5	10,2	15,3	202	TM36
43.233	7.210	60	20,8	18,3	17,5	10,2	15,1	212	
43.678	7.200	60	20,7	18,3	17,5	10,2	15,1	214	TM37
44.552	7.580	59	21,2	19,0	18,0	10,4	15,2	216	
45.203	7.740	60	21,0	18,5	17,8	10,3	15,2	225	TM38
45.947	7.960	60	21,2	19,0	18,0	10,3	15,2	227	
46.604	7.370	60	21,3	19,0	18,0	10,3	15,2	214	TM39
47.157	7.770	59	21,3	19,0	18,0	10,4	15,2	224	

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
48.000	7.630	60	20,9	19,0	18,0	10,0	15,1	227	TM40
48.732	6.500	60	20,8	19,0	18,0	10,0	15,1	188	
49.253	6.300	60	20,5	18,8	18,0	9,9	15,0	178	TM41
49.950	6.180	60	20,5	18,8	18,0	9,9	15,0	172	
50.468	10.820	60	22,5	18,6	17,7	9,8	15,0	300	TM42
51.103	6.240	60	20,0	18,3	17,5	9,8	14,5	183	
51.964	6.350	60	20,5	18,0	17,3	9,8	15,0	177	TM43
52.534	6.200	60	20,5	18,5	17,5	10,0	15,2	176	
52.939	5.830	61	20,5	18,5	17,5	9,8	15,2	153	TM44
53.389	5.910	60	20,5	18,6	17,7	10,2	15,3	158	
54.897	6.400	60	20,5	18,6	17,7	10,0	15,2	163	TM45
55.656	7.360	60	20,2	18,5	17,5	10,0	15,0	193	
56.178	6.050	59	19,8	18,0	17,0	9,9	14,4	166	TM46
56.833	5.530	61	20,7	19,0	18,0	9,5	15,0	148	
57.576	5.760	63	21,2	19,0	18,5	8,9	15,0	158	TM47
59.223	5.930	60	21,3	19,8	19,0	9,7	14,5	169	

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
60.571	7.850	61	22,0	20,5	19,5	9,2	14,5	219	TM48
60.936		62	22,0	20,5	19,5	9,0	14,5		
60.938		61	20,1	18,5	17,5	9,8	15,5		
61.628	6.860	62	20,5	19,0	18,0	9,2	15,0	219	
62.228	5.920	62	20,5	19,0	18,0	9,2	15,0	198	TM49
62.917		62	21,0	19,5	18,5	9,2	14,7	202	
63.677	7.470	61	21,7	20,0	19,3	9,2	14,5	253	TM50
64.485	6.620	60	21,8	20,0	19,2	9,8	14,5	241	
65.265	6.640	62	22,0	20,0	19,0	9,2	14,9	228	TM51
65.266	6.640	60	22,0	20,2	19,4	9,8	15,0	228	
66.080	5.600	60	21,9	20,0	19,0	10,0	15,1	184	LQ/TM52
66.852	5.950	60	21,9	20,0	19,0	9,6	14,5	213	TM 53
67.041	5.780	62	20,0	18,6	17,5	9,7	15,5	207	LQ
67.751	5.650	60	20,2	18,8	17,5	10,2	15,0	203	TM54
68.063	5.700	61	20,8	19,0	18,0	9,8	15,2	190	TM55
68.655	5.610	60	20,8	19,0	18,0	9,8	15,0	190	

Tiempo	CE_a	R	p_a	p_{r1}	p_{r2}	Q_r	Q_p	CE_p	LQ/TM
h	($\mu\text{S cm}^{-1}$)	(%)	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	kg cm^{-2}	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	$\mu\text{S cm}^{-1}$	
69.144	5.540	60	20,9	19,0	18,0	9,8	14,5	188	TM56
69.702	5.600	60	21,1	19,5	18,5	9,8	15,0	202	TM57
70.474	5.700	60	21,5	19,8	18,8	9,8	14,7	202	
71.261	5.850	59	21,9	20,0	19,0	9,6	14,1	204	TM58
72.221	5.910	60	23,0	21,1	20,3	9,8	14,5	210	TM59
73.048	6.150	60	22,5	21,0	19,8	10,0	15,0	224	LQ/TM60
73.956	6.110	60	22,5	21,0	20,5	9,8	14,5	216	TM61
74.811	5.650	60	22,5	21,1	20,6	9,6	14,5	201	TM62
75.747	4.810	60	23,0	21,0	20,5	10,0	15,0	154	TM63
76.533	5.200	59	23,4	21,5	20,5	10,0	14,5	158	
77.204	5.280	58	24,0	22,0	21,0	10,1	14,2	169	TM64
77.899	5.450	60	23,0	21,0	20,5	9,8	15,0	197	
78.594	5.060	60	23,0	21,0	20,5	9,8	15,0	176	LQ/TM65
79.290	5.230	60	24,0	22,0	21,0	10,0	15,0	189	

Tabla B.2: *SDI*, pH y antiincrustante de las muestras.

Muestra	Tiempo h	R %	<i>SDI</i> _a	pH _a	pH _r	Antiincrustante
1	20	58	2,6	7,68	7,91	Vitec 3000
2	889	56	2,7	7,77	7,95	Vitec 3000
3	987	56	2,4	7,65	7,87	Vitec 3000
4	2.142	58	2,3	7,68	7,91	Vitec 3000
5	3.455	58	2,3	7,68	7,90	Vitec 3000
6	4.815	56	2,4	7,64	7,87	Osmotech1141
7	6.071	57	2,4	7,55	7,80	Osmotech1141
8	6.527	57	2,2	7,30	7,52	Osmotech1141
9	7.103	65	2,2	7,40	7,66	Osmotech1141
10	8.555	58	2,4	7,63	7,85	Osmotech1141
11	8.940	58	2,6	7,55	7,78	Osmotech1141
12	9.084	59	2,7	7,42	7,61	Osmotech1141
13	10.506	58	2,4	7,35	7,53	Osmotech1141
14	11.836	57	2,3	7,63	7,81	Osmotech1141
15	13.715	58	2,3	7,50	7,74	Osmotech1141
16	15.626	60	2,4	7,72	7,91	Osmotech1141
17	16.976	59	2,5	7,76	7,97	Osmotech1141
18	18.319	59	2,3	7,80	7,98	Osmotech1141
19	19.160	60	2,6	7,71	7,90	Osmotech1141
20	20.286	60	2,7	7,26	7,44	Osmotech1141
21	22.310	58	2,5	7,78	7,99	Osmotech1141
22	24.066	61	2,4	7,63	7,85	Osmotech1141
23	25.621	60	2,4	7,74	7,96	Osmotech1141
24	26.852	63	2,5	7,63	7,90	Osmotech1141
25	28.813	64	2,3	7,55	7,78	Osmotech1141
26	29.665	60	2,5	7,30	7,54	Osmotech1141
27	30.999	59	2,5	7,40	7,62	Osmotech1141



Muestra	Tiempo h	R %	SDI_a	pH_a	pH_r	Antiincrustante
28	32.016	59	2,4	7,82	8,07	Osmotech1141
29	32.951	60	2,3	7,37	7,63	Osmotech1141
30	34.101	61	2,3	7,80	8,06	Osmotech1141
31	35.719	61	2,3	7,10	7,24	Osmotech1141
32	37.113	60	2,4	7,58	7,79	Osmotech1141
33	37.847	60	2,3	7,80	8,06	Osmotech1141
34	39.889	60	2,4	7,85	8,10	Osmotech1141
35	41.329	60	2,5	7,70	7,93	Osmotech1141
36	42.590	60	2,4	7,73	7,95	Osmotech1141
37	43.678	60	2,5	7,87	8,10	Osmotech1141
38	45.203	60	2,5	7,54	7,76	Osmotech1141
39	46.604	60	2,4	7,49	7,66	Osmotech1141
40	48.000	60	2,4	7,67	7,87	Osmotech1141
41	49.253	60	2,4	7,60	7,85	Osmotech1141
42	50.468	60	2,4	7,70	7,93	Osmotech1141
43	51.964	60	2,4	7,71	7,91	Osmotech1141
44	52.939	61	2,5	7,67	7,90	Osmotech1141
45	54.897	60	2,3	7,57	7,82	Osmotech1141
46	56.178	59	2,3	7,80	8,04	Osmotech1141
47	57.576	63	2,5	7,75	8,18	Osmotech1141
48	60.571	61	2,6	7,31	7,72	Osmotech1141
49	62.228	62	2,5	7,87	8,29	Osmotech1141
50	63.677	61	2,6	7,74	8,15	Osmotech1141
51	65.265	62	2,5	7,73	8,14	Osmotech1141
52	66.080	60	2,3	7,56	7,96	Osmotech1141
53	66.852	60	2,3	7,62	8,02	Osmotech1141
54	67.751	60	2,4	7,55	7,94	Osmotech1141
55	68.063	61	2,5	7,63	8,03	Osmotech1141



Muestra	Tiempo h	R %	SDI_a	pH_a	pH_r	Antiincrustante
56	69.144	60	2,5	7,66	8,05	Osmotech1141
57	69.702	60	2,3	7,72	8,12	Osmotech1141
58	71.261	59	2,5	7,71	8,10	Osmotech1141
59	72.221	60	2,3	7,64	8,03	Osmotech1141
60	73.048	60	2,4	7,67	8,06	Osmotech1141
61	73.956	60	2,4	7,82	8,21	Osmotech1141
62	74.811	60	2,3	7,45	7,85	Osmotech1141
63	75.747	60	2,2	7,68	7,90	Osmotech1141
64	77.204	58	2,2	7,73	7,88	Osmotech1141
65	78.594	60	2,3	7,77	7,91	Osmotech1141

Tabla B.3: Normalización.

Muestra	π_a	π_p	FC	FR	π_{ar}	C_a	C_r	C_{ar}	FCT	Q_p	B
	kPa	kPa			kPa	ppmNaCl	ppmNaCl	ppmNaCl		m ³ h ⁻¹	kPa
1	429,03	32,17	2,38	1,50	643,44	5.447,16	12.969,44	8.147,27	0,92	15,00	712,26
2	494,89	36,03	2,22	1,45	720,56	6.278,16	13.951,46	9.114,83	0,92	15,30	820,43
3	508,17	37,36	2,27	1,47	747,26	6.445,55	14.648,99	9.449,42	0,92	14,00	731,32
4	415,32	31,14	2,38	1,50	622,82	5.274,01	12.557,16	7.888,29	0,92	15,10	913,27
5	416,45	31,23	2,38	1,50	624,52	5.288,28	12.591,15	7.909,64	0,92	15,00	921,47
6	320,72	23,55	2,27	1,47	471,09	4.077,65	9.267,38	5.977,98	0,92	15,00	1.057,42
7	318,09	23,60	2,33	1,48	471,90	4.044,34	9.405,43	5.988,24	0,92	14,80	1.056,65
8	334,82	24,84	2,33	1,48	496,78	4.256,18	9.898,08	6.301,90	0,92	15,10	1.042,83
9	256,72	20,77	2,86	1,62	415,48	3.266,64	9.333,26	5.275,99	0,92	15,50	1.316,20
10	390,57	29,28	2,38	1,50	585,62	4.961,32	11.812,67	7.420,60	0,92	14,80	1.247,72
11	319,81	23,97	2,38	1,50	479,31	4.066,15	9.681,30	6.081,70	0,92	15,30	1.618,41
12	359,91	27,26	2,44	1,51	545,16	4.573,56	11.155,03	6.911,49	0,92	15,00	1.227,32
13	456,75	34,26	2,38	1,50	685,14	5.797,15	13.802,73	8.670,74	0,92	14,90	1.109,05
14	411,45	30,54	2,33	1,48	610,76	5.225,14	12.151,49	7.736,60	0,92	15,00	1.160,10
15	321,02	24,06	2,38	1,50	481,13	4.081,45	9.717,74	6.104,59	0,92	15,20	1.258,73
16	326,93	25,02	2,50	1,53	500,37	4.156,25	10.390,62	6.347,22	0,92	15,30	1.294,39

Muestra	A	Q_{p-n}	PS	EPF_s	EPF_a	PS_n	RS_n
	kPa	$m^3 h^{-1}$	%			%	%
1	1.368,46	28,82	2,40	0,51	0,50	2,39	97,61
2	1.368,46	25,52	1,88	0,51	0,51	1,97	98,03
3	1.368,46	26,20	1,67	0,51	0,47	1,58	98,42
4	1.368,46	22,63	1,71	0,51	0,50	1,71	98,29
5	1.368,46	22,28	1,70	0,51	0,50	1,69	98,31
6	1.368,46	19,41	1,51	0,51	0,50	1,53	98,47
7	1.368,46	19,17	1,72	0,51	0,49	1,70	98,30
8	1.368,46	19,82	1,76	0,51	0,50	1,78	98,22
9	1.368,46	16,12	2,15	0,51	0,52	2,05	97,95
10	1.368,46	16,23	1,97	0,51	0,49	1,94	98,06
11	1.368,46	12,94	1,82	0,51	0,51	1,84	98,16
12	1.368,46	16,72	1,87	0,51	0,50	1,84	98,16
13	1.368,46	18,39	1,51	0,51	0,50	1,50	98,50
14	1.368,46	17,69	1,58	0,51	0,50	1,59	98,41
15	1.368,46	16,53	1,70	0,51	0,51	1,71	98,29
16	1.368,46	16,18	1,51	0,51	0,51	1,50	98,50

Muestra	π_a	π_p	FC	FR	π_{ar}	C_a	C_r	C_{ar}	FCT	Q_p	B
	kPa	kPa			kPa	ppmNaCl	ppmNaCl	ppmNaCl		m ³ h ⁻¹	kPa
17	435,68	33,01	2,44	1,51	660,27	5.531,19	13.490,70	8.358,64	0,92	14,80	1.191,52
18	394,62	29,89	2,44	1,51	597,88	5.012,48	12.225,57	7.574,78	0,92	14,50	1.314,53
19	501,64	38,43	2,50	1,53	768,68	6.363,27	15.908,18	9.717,68	0,92	15,00	1.279,76
20	447,35	34,26	2,50	1,53	685,24	5.678,50	14.196,25	8.671,93	0,92	15,20	1.265,87
21	365,72	27,41	2,38	1,50	548,28	4.647,16	11.064,67	6.950,72	0,92	14,50	1.395,98
22	498,09	38,58	2,56	1,54	771,53	6.318,49	16.201,26	9.753,35	0,92	15,30	1.321,18
23	527,14	40,39	2,50	1,53	807,90	6.684,56	16.711,41	10.208,34	0,92	15,10	1.316,06
24	414,95	32,84	2,70	1,58	656,88	5.269,36	14.241,50	8.315,98	0,92	15,20	1.523,27
25	277,94	22,23	2,78	1,60	444,62	3.535,59	9.821,08	5.643,96	0,92	16,70	1.612,14
26	503,53	38,58	2,50	1,53	771,58	6.386,99	15.967,47	9.753,90	0,92	15,00	1.301,53
27	313,72	23,75	2,44	1,51	475,06	3.988,99	9.729,25	6.028,10	0,92	15,00	1.612,64
28	350,59	26,55	2,44	1,51	531,01	4.455,65	10.867,45	6.733,31	0,92	14,50	1.667,36
29	375,03	28,71	2,50	1,53	574,17	4.764,77	11.911,94	7.276,53	0,92	14,80	1.552,81
30	368,61	28,52	2,56	1,54	570,46	4.683,69	12.009,47	7.229,84	0,92	14,80	1.629,89
31	394,86	30,56	2,56	1,54	611,20	5.015,58	12.860,45	7.742,14	0,92	14,50	1.645,12
32	336,67	25,77	2,50	1,53	515,31	4.279,51	10.698,77	6.535,45	0,92	15,40	1.368,46



Muestra	A	Q_{p-n}	PS	EPF_s	EPF_a	PS_n	RS_n
	kPa	$m^3 h^{-1}$	%			%	%
17	1.368,46	17,00	1,65	0,51	0,49	1,60	98,40
18	1.368,46	15,09	1,67	0,51	0,48	1,59	98,41
19	1.368,46	16,04	1,68	0,51	0,50	1,64	98,36
20	1.368,46	16,43	1,62	0,51	0,51	1,60	98,40
21	1.368,46	14,21	1,71	0,51	0,48	1,64	98,36
22	1.368,46	15,85	1,72	0,51	0,51	1,69	98,31
23	1.368,46	15,70	1,76	0,51	0,50	1,72	98,28
24	1.368,46	13,66	1,77	0,51	0,51	1,69	98,31
25	1.368,46	14,18	1,82	0,51	0,56	1,89	98,11
26	1.368,46	15,77	2,02	0,51	0,50	1,97	98,03
27	1.368,46	12,73	1,75	0,51	0,50	1,72	98,28
28	1.368,46	11,90	1,74	0,51	0,48	1,66	98,34
29	1.368,46	13,04	2,33	0,51	0,49	2,24	97,76
30	1.368,46	12,43	2,02	0,51	0,49	1,92	98,08
31	1.368,46	12,06	1,92	0,51	0,48	1,79	98,21
32	1.368,46	15,40	1,83	0,51	0,51	1,83	98,17

Muestra	π_a	π_p	FC	FR	π_{ar}	C_a	C_r	C_{ar}	FCT	Q_p	B
	kPa	kPa			kPa	ppmNaCl	ppmNaCl	ppmNaCl		m ³ h ⁻¹	kPa
33	293,04	22,42	2,50	1,53	448,40	3.727,01	9.317,52	5.691,70	0,92	15,50	1.432,02
34	311,20	23,81	2,50	1,53	476,25	3.957,11	9.892,78	6.043,11	0,92	15,50	1.425,18
35	315,21	24,12	2,50	1,53	482,40	4.007,86	10.019,66	6.120,61	0,92	15,20	1.434,05
36	291,76	22,32	2,50	1,53	446,43	3.710,75	9.276,88	5.666,88	0,92	15,30	1.433,89
37	288,53	22,07	2,50	1,53	441,49	3.669,93	9.174,82	5.604,53	0,92	15,10	1.433,68
38	310,52	23,76	2,50	1,53	475,21	3.948,52	9.871,29	6.029,98	0,92	15,20	1.431,07
39	325,36	24,90	2,50	1,53	497,96	4.136,37	10.340,93	6.316,86	0,92	15,20	1.433,97
40	322,80	24,70	2,50	1,53	494,04	4.104,01	10.260,01	6.267,44	0,92	15,10	1.418,08
41	254,57	19,47	2,50	1,53	389,44	3.239,36	8.098,39	4.946,99	0,92	15,00	1.497,84
42	513,58	39,35	2,50	1,53	787,04	6.513,72	16.284,31	9.947,44	0,92	15,00	1.301,55
43	276,65	21,16	2,50	1,53	423,27	3.519,27	8.798,17	5.374,46	0,92	15,00	1.431,38
44	261,85	20,25	2,56	1,54	404,93	3.331,65	8.542,69	5.142,80	0,92	15,20	1.458,61
45	271,67	20,78	2,50	1,53	415,64	3.456,16	8.640,40	5.278,08	0,92	15,20	1.458,24
46	254,86	19,29	2,44	1,51	385,78	3.242,97	7.909,68	4.900,72	0,92	14,40	1.417,96
47	253,46	20,04	2,70	1,58	400,75	3.225,21	8.716,79	5.089,96	0,92	15,00	1.545,94
48	311,19	24,07	2,56	1,54	481,39	3.956,91	10.145,92	6.107,97	0,92	14,50	1.557,59

Muestra	A	Q_{p-n}	PS	EPF_s	EPF_a	PS_n	RS_n
	kPa	$m^3 h^{-1}$	%			%	%
33	1.368,46	14,81	2,12	0,51	0,52	2,13	97,87
34	1.368,46	14,88	1,87	0,51	0,52	1,88	98,12
35	1.368,46	14,50	2,05	0,51	0,51	2,02	97,98
36	1.368,46	14,60	2,17	0,51	0,51	2,16	97,84
37	1.368,46	14,41	2,07	0,51	0,50	2,03	97,97
38	1.368,46	14,53	1,96	0,51	0,51	1,93	98,07
39	1.368,46	14,51	2,37	0,51	0,51	2,33	97,67
40	1.368,46	14,57	2,12	0,51	0,50	2,08	97,92
41	1.368,46	13,70	2,18	0,51	0,50	2,12	97,88
42	1.368,46	15,77	2,26	0,51	0,50	2,20	97,80
43	1.368,46	14,34	2,28	0,51	0,50	2,22	97,78
44	1.368,46	14,26	1,76	0,51	0,51	1,72	98,28
45	1.368,46	14,26	1,78	0,51	0,51	1,76	98,24
46	1.368,46	13,90	2,00	0,51	0,48	1,89	98,11
47	1.368,46	13,28	2,15	0,51	0,50	2,03	97,97
48	1.368,46	12,74	2,03	0,51	0,48	1,89	98,11

Muestra	π_a	π_p	FC	FR	π_{ar}	C_a	C_r	C_{ar}	FCT	Q_p	B
	kPa	kPa			kPa	ppmNaCl	ppmNaCl	ppmNaCl		m ³ h ⁻¹	kPa
49	262,43	20,52	2,63	1,56	410,32	3.339,00	8.786,83	5.210,90	0,92	15,00	1.478,00
50	310,44	24,01	2,56	1,54	480,23	3.947,41	10.121,56	6.093,30	0,92	14,50	1.534,18
51	268,77	21,01	2,63	1,56	420,26	3.419,41	8.998,45	5.336,40	0,92	14,90	1.591,15
52	233,36	17,85	2,50	1,53	356,94	2.970,29	7.425,72	4.536,08	0,92	15,10	1.646,40
53	271,02	20,73	2,50	1,53	414,64	3.447,86	8.619,65	5.265,41	0,92	14,50	1.591,59
54	238,30	18,23	2,50	1,53	364,51	3.032,92	7.582,31	4.631,73	0,92	15,00	1.482,30
55	262,91	20,33	2,56	1,54	406,57	3.345,09	8.577,16	5.163,55	0,92	15,20	1.496,27
56	218,72	16,73	2,50	1,53	334,51	2.784,40	6.961,01	4.252,21	0,92	14,50	1.569,64
57	229,48	17,55	2,50	1,53	350,99	2.920,96	7.302,39	4.460,74	0,92	15,00	1.588,31
58	257,99	19,53	2,44	1,51	390,52	3.282,64	8.006,43	4.960,67	0,92	14,10	1.614,50
59	257,34	19,68	2,50	1,53	393,68	3.274,46	8.186,16	5.000,60	0,92	14,50	1.729,18
60	295,76	22,63	2,50	1,53	452,57	3.761,44	9.403,59	5.744,28	0,92	15,00	1.624,20
61	291,10	22,27	2,50	1,53	445,42	3.702,42	9.256,04	5.654,15	0,92	14,50	1.665,31
62	238,65	18,25	2,50	1,53	365,04	3.037,32	7.593,31	4.638,45	0,92	14,50	1.746,58
63	194,62	14,88	2,50	1,53	297,61	2.478,38	6.195,96	3.784,87	0,92	15,00	1.830,25
64	232,19	17,39	2,38	1,50	347,79	2.955,37	7.036,59	4.420,31	0,92	14,20	1.856,13





Muestra	A	Q_{p-n}	PS	EPF_s	EPF_a	PS_n	RS_n
	kPa	$m^3 h^{-1}$	%			%	%
49	1.368,46	13,89	2,29	0,51	0,50	2,18	97,82
50	1.368,46	12,93	2,30	0,51	0,48	2,14	97,86
51	1.368,46	12,81	2,49	0,51	0,50	2,36	97,64
52	1.368,46	12,55	2,09	0,51	0,50	2,05	97,95
53	1.368,46	12,47	2,60	0,51	0,48	2,45	97,55
54	1.368,46	13,85	2,06	0,51	0,50	2,01	97,99
55	1.368,46	13,90	2,21	0,51	0,51	2,16	97,84
56	1.368,46	12,64	2,16	0,51	0,48	2,03	97,97
57	1.368,46	12,92	2,24	0,51	0,50	2,18	97,82
58	1.368,46	11,95	2,29	0,51	0,47	2,12	97,88
59	1.368,46	11,48	2,43	0,51	0,48	2,29	97,71
60	1.368,46	12,64	2,78	0,51	0,50	2,71	97,29
61	1.368,46	11,92	2,55	0,51	0,48	2,40	97,60
62	1.368,46	11,36	2,05	0,51	0,48	1,93	98,07
63	1.368,46	11,22	2,38	0,51	0,50	2,31	97,69
64	1.368,46	10,47	2,57	0,51	0,47	2,42	97,58

Muestra	π_a	π_p	FC	FR	π_{ar}	C_a	C_r	C_{ar}	FCT	Q_p	B
	kPa	kPa			kPa	ppmNaCl	ppmNaCl	ppmNaCl		m ³ h ⁻¹	kPa
65	224,26	17,15	2,50	1,53	343,00	2.854,77	7.136,93	4.359,67	0,92	15,00	1.787,13

Muestra	A	Q_{p-n}	PS	EPF_s	EPF_a	PS_n	RS_n
	kPa	m ³ h ⁻¹	%			%	%
65	1.368,46	11,49	2,58	0,51	0,50	2,51	97,49



Tabla B.13: *LSI* real.

Muestra	HCO ₃	HCO ₃	Ca	Ca	<i>STD_r</i>	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _s	<i>LSI_{real}</i>
	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹						
1	2.201,99	1.805,98	319,31	797,41	15.127,96	7,91	1,44	2,10	2,33	5,87	2,04
2	1.895,65	1.554,74	752,02	1.878,02	16.494,32	7,95	1,51	1,73	2,33	5,56	2,39
3	2.257,74	1.851,70	327,70	818,38	16.913,94	7,87	1,43	2,09	2,33	5,85	2,02
4	1.788,59	1.466,92	382,11	954,24	14.668,10	7,91	1,53	2,02	2,33	5,88	2,03
5	1.686,11	1.382,87	396,51	990,20	14.502,67	7,90	1,56	2,00	2,33	5,89	2,01
6	1.969,50	1.615,31	583,38	1.456,87	11.691,71	7,87	1,49	1,84	2,33	5,66	2,21
7	1.477,16	1.211,51	583,97	1.458,35	11.307,89	7,80	1,62	1,84	2,33	5,78	2,02
8	1.851,23	1.518,30	528,66	1.320,21	12.006,97	7,52	1,52	1,88	2,33	5,73	1,79
9	1.763,59	1.446,42	740,82	1.850,05	11.578,84	7,66	1,54	1,73	2,33	5,60	2,06
10	1.606,97	1.317,97	337,72	843,39	13.620,28	7,85	1,58	2,07	2,33	5,98	1,87
11	1.515,11	1.242,63	543,63	1.357,61	11.603,91	7,78	1,60	1,87	2,33	5,80	1,98
12	1.996,23	1.637,22	444,49	1.110,02	12.794,74	7,61	1,48	1,95	2,33	5,77	1,84
13	2.284,05	1.873,28	701,51	1.751,88	17.224,71	7,53	1,43	1,76	2,33	5,51	2,02
14	1.481,18	1.214,80	346,48	865,27	13.918,79	7,81	1,61	2,06	2,33	6,01	1,80
15	1.467,83	1.203,86	493,18	1.231,61	11.580,79	7,74	1,62	1,91	2,33	5,86	1,88
16	2.340,76	1.919,80	746,58	1.864,43	13.232,72	7,91	1,42	1,73	2,33	5,48	2,43

17	2.272,97	1.864,19	349,49	872,77	15.835,75	7,97	1,43	2,06	2,33	5,82	2,15
18	1.693,84	1.389,21	354,94	886,39	14.366,51	7,98	1,56	2,05	2,33	5,94	2,04
19	2.218,94	1.819,88	759,32	1.896,24	18.522,25	7,90	1,44	1,72	2,33	5,49	2,41
20	2.310,86	1.895,27	771,42	1.926,46	17.674,82	7,44	1,42	1,72	2,33	5,47	1,97
21	2.267,56	1.859,75	705,60	1.762,09	14.176,20	7,99	1,43	1,75	2,33	5,51	2,48
22	2.341,82	1.920,66	446,72	1.115,60	18.824,57	7,85	1,42	1,95	2,33	5,70	2,15
23	2.594,17	2.127,63	330,27	824,78	19.348,05	7,96	1,37	2,08	2,33	5,79	2,17
24	1.737,29	1.424,86	410,33	1.024,72	16.277,29	7,90	1,55	1,99	2,33	5,87	2,03
25	2.175,85	1.784,54	619,73	1.547,66	12.978,17	7,78	1,45	1,81	2,33	5,59	2,19
26	2.250,33	1.845,63	708,44	1.769,20	19.261,84	7,54	1,43	1,75	2,33	5,52	2,02
27	1.882,80	1.544,19	599,41	1.496,90	12.173,90	7,62	1,51	1,82	2,33	5,67	1,95
28	2.354,43	1.931,00	692,99	1.730,61	13.783,31	8,07	1,41	1,76	2,33	5,51	2,56
29	2.090,74	1.714,74	511,59	1.277,59	13.785,18	7,63	1,46	1,89	2,33	5,69	1,94
30	2.450,21	2.009,56	688,81	1.720,16	15.141,59	8,06	1,40	1,76	2,33	5,49	2,57
31	2.416,10	1.981,58	713,02	1.780,62	15.097,80	7,24	1,40	1,75	2,33	5,48	1,76
32	2.368,19	1.942,29	596,04	1.488,48	13.892,43	7,79	1,41	1,83	2,33	5,57	2,22
33	1.923,26	1.577,38	432,43	1.079,90	11.821,99	8,06	1,50	1,97	2,33	5,80	2,26
34	2.231,78	1.830,41	669,86	1.672,85	12.711,00	8,10	1,44	1,78	2,33	5,54	2,56



35	1.923,23	1.577,35	495,55	1.237,55	12.236,74	7,93	1,50	1,91	2,33	5,74	2,19
36	1.955,39	1.603,73	354,01	884,06	11.585,43	7,95	1,49	2,05	2,33	5,88	2,07
37	1.888,69	1.549,03	513,79	1.283,08	11.333,10	8,10	1,51	1,89	2,33	5,73	2,37
38	2.134,11	1.750,31	711,18	1.776,04	12.772,50	7,76	1,46	1,75	2,33	5,54	2,22
39	1.964,01	1.610,80	261,57	653,22	12.235,35	7,66	1,49	2,18	2,33	6,01	1,65
40	2.188,00	1.794,51	487,30	1.216,95	12.660,91	7,87	1,45	1,91	2,33	5,69	2,18
41	1.635,98	1.341,76	490,82	1.225,73	10.076,56	7,85	1,57	1,91	2,33	5,81	2,04
42	1.837,06	1.506,68	389,47	972,62	18.650,69	7,93	1,52	2,01	2,33	5,86	2,07
43	1.267,37	1.039,45	276,68	690,96	10.325,14	7,91	1,68	2,16	2,33	6,17	1,74
44	1.736,74	1.424,40	537,17	1.341,47	10.795,67	7,90	1,55	1,87	2,33	5,75	2,15
45	2.100,11	1.722,42	426,73	1.065,67	11.097,21	7,82	1,46	1,97	2,33	5,77	2,05
46	2.342,84	1.921,50	351,23	877,12	10.703,46	8,04	1,42	2,06	2,33	5,80	2,24
47	1.749,37	1.434,76	435,29	1.087,05	10.658,14	7,98	1,54	1,96	2,33	5,84	2,14
48	1.885,94	1.546,77	690,36	1.724,04	12.852,92	7,54	1,51	1,76	2,33	5,60	1,94
49	2.442,15	2.002,95	429,57	1.072,76	11.407,07	8,11	1,40	1,97	2,33	5,70	2,41
50	2.464,41	2.021,21	641,00	1.600,78	12.768,14	7,97	1,39	1,80	2,33	5,52	2,45
51	1.832,24	1.502,72	525,39	1.312,06	11.196,81	7,91	1,52	1,88	2,33	5,73	2,18
52	2.280,82	1.870,63	556,82	1.390,54	10.156,72	7,78	1,43	1,86	2,33	5,61	2,17
53	2.342,17	1.920,95	426,72	1.065,64	11.139,36	7,86	1,42	1,97	2,33	5,72	2,14

54	2.259,97	1.853,53	551,48	1.377,20	10.201,96	7,82	1,43	1,86	2,33	5,62	2,20
55	1.873,05	1.536,20	469,49	1.172,46	10.504,54	7,88	1,51	1,93	2,33	5,77	2,11
56	2.151,96	1.764,95	307,40	767,67	8.811,60	7,85	1,45	2,11	2,33	5,90	1,95
57	2.080,83	1.706,61	470,70	1.175,48	9.511,32	7,93	1,47	1,93	2,33	5,73	2,20
58	2.269,69	1.861,51	352,28	879,75	10.378,57	7,90	1,43	2,06	2,33	5,82	2,08
59	2.187,08	1.793,75	210,60	525,92	10.004,10	7,87	1,45	2,28	2,33	6,06	1,81
60	2.221,11	1.821,66	273,15	682,14	11.283,22	7,88	1,44	2,17	2,33	5,94	1,94
61	2.186,47	1.793,25	273,90	684,01	10.916,41	8,10	1,45	2,16	2,33	5,94	2,16
62	2.161,70	1.772,94	479,64	1.197,79	10.092,83	7,78	1,45	1,92	2,33	5,70	2,08
63	1.900,77	1.558,93	181,76	453,92	7.749,72	7,90	1,51	2,34	2,33	6,18	1,72
64	1.862,02	1.527,15	163,37	407,98	8.744,49	7,88	1,52	2,39	2,33	6,24	1,64
65	1.908,78	1.565,50	221,00	551,91	8.902,53	7,91	1,50	2,26	2,33	6,09	1,82



Tabla B.14: *LSI* teórico.

Muestra	STD _a	[HCO ₃ ⁻] _a	Ca	R	FC	STDr	HCO3r	Car	HCO ₃
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	%		mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}
1	6.490,24	939,71	135,67	58,00	2,38	15.452,96	2.237,40	323,03	1.805,98
2	7.428,18	851,23	336,47	55,00	2,22	16.507,06	1.891,62	747,71	1.554,74
3	7.587,54	1.009,88	146,09	56,00	2,27	17.244,40	2.295,18	332,03	1.851,70
4	6.177,93	751,16	159,92	58,00	2,38	14.709,35	1.788,47	380,76	1.466,92
5	6.164,28	714,54	167,33	58,00	2,38	14.676,86	1.701,30	398,41	1.382,87
6	5.142,39	864,04	255,31	56,00	2,27	11.687,24	1.963,73	580,25	1.615,31
7	4.869,11	634,00	249,90	57,00	2,33	11.323,52	1.474,41	581,16	1.211,51
8	5.165,42	793,26	226,05	57,00	2,33	12.012,61	1.844,79	525,70	1.518,30
9	4.158,60	629,73	263,93	65,00	2,86	11.881,72	1.799,22	754,08	1.446,42
10	5.812,37	684,64	143,29	58,00	2,38	13.838,97	1.630,11	341,16	1.317,97
11	4.879,35	634,61	227,45	58,00	2,38	11.617,49	1.510,97	541,56	1.242,63
12	5.326,91	829,87	183,97	59,00	2,44	12.992,46	2.024,08	448,70	1.637,22
13	7.302,50	966,56	296,19	58,00	2,38	17.386,90	2.301,33	705,22	1.873,28
14	6.064,86	643,76	150,30	57,00	2,33	14.104,33	1.497,12	349,53	1.214,80
15	4.884,72	616,91	207,01	58,00	2,38	11.630,28	1.468,84	492,89	1.203,86
16	5.310,18	936,66	298,20	60,00	2,50	13.275,44	2.341,64	745,49	1.919,80

Muestra	Ca	$[\text{HCO}_3^-]_a$	pH _a	$[\text{CO}_2]_a$ (mg l ⁻¹)	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _{s,r}	$LSI_{\text{teórico}}$
	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹								
1	806,69	770,71	7,68	32,13	8,05	1,44	2,09	2,33	5,87	2,18
2	1.867,27	698,14	7,77	23,66	8,12	1,51	1,73	2,33	5,57	2,55
3	829,17	828,26	7,65	37,00	8,00	1,43	2,08	2,33	5,84	2,16
4	950,87	616,07	7,68	25,68	8,06	1,53	2,02	2,33	5,89	2,17
5	994,96	586,04	7,68	24,43	8,05	1,56	2,00	2,33	5,89	2,16
6	1.449,06	708,65	7,64	32,39	8,00	1,49	1,84	2,33	5,66	2,34
7	1.451,33	519,98	7,55	29,24	7,92	1,62	1,84	2,33	5,78	2,13
8	1.312,83	650,60	7,30	65,06	7,67	1,52	1,88	2,33	5,73	1,94
9	1.883,16	516,48	7,40	41,03	7,85	1,54	1,73	2,33	5,59	2,25
10	851,97	561,52	7,63	26,26	8,00	1,58	2,07	2,33	5,98	2,02
11	1.352,43	520,48	7,55	29,27	7,93	1,60	1,87	2,33	5,80	2,12
12	1.120,54	680,63	7,42	51,63	7,80	1,48	1,95	2,33	5,77	2,03
13	1.761,14	792,73	7,35	70,65	7,72	1,43	1,75	2,33	5,51	2,21
14	872,89	527,99	7,63	24,70	7,99	1,61	2,06	2,33	6,00	1,99
15	1.230,89	505,97	7,50	31,92	7,88	1,62	1,91	2,33	5,86	2,02
16	1.861,71	768,21	7,72	29,21	8,12	1,42	1,73	2,33	5,48	2,64



Muestra	STD _a	[HCO ₃ ⁻] _a	Ca	R	FC	STDr	HCO3r	Car	HCO ₃
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	%		mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}
17	6.562,05	938,49	143,89	59,00	2,44	16.005,01	2.288,99	350,94	1.864,19
18	5.887,50	691,97	144,49	59,00	2,44	14.359,74	1.687,72	352,41	1.389,21
19	7.573,03	904,32	308,42	60,00	2,50	18.932,58	2.260,79	771,04	1.819,88
20	7.208,82	940,32	313,02	60,00	2,50	18.022,06	2.350,80	782,56	1.895,27
21	5.980,53	953,13	295,99	58,00	2,38	14.239,35	2.269,36	704,74	1.859,75
22	7.427,86	921,40	175,15	61,00	2,56	19.045,79	2.362,57	449,10	1.920,66
23	7.790,76	1.041,61	132,06	60,00	2,50	19.476,91	2.604,03	330,16	2.127,63
24	6.121,77	651,08	153,11	63,00	2,70	16.545,32	1.759,68	413,80	1.424,86
25	4.664,73	778,01	221,04	64,00	2,78	12.957,59	2.161,13	614,00	1.784,54
26	7.705,69	896,99	281,16	60,00	2,50	19.264,21	2.242,49	702,90	1.845,63
27	5.036,52	777,39	246,49	59,00	2,44	12.284,19	1.896,08	601,20	1.544,19
28	5.650,92	962,90	282,36	59,00	2,44	13.782,73	2.348,53	688,69	1.931,00
29	5.569,81	842,08	205,01	60,00	2,50	13.924,53	2.105,19	512,52	1.714,74
30	6.031,26	973,27	272,34	61,00	2,56	15.464,77	2.495,56	698,32	2.009,56
31	5.969,56	951,91	279,96	61,00	2,56	15.306,57	2.440,80	717,84	1.981,58
32	5.629,56	958,62	240,08	60,00	2,50	14.073,89	2.396,56	600,20	1.942,29

Muestra	Ca	[HCO ₃] _a	pH _a	[CO ₂] _a (mg l ⁻¹)	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _s r	LSI _{teórico}
	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹								
17	876,41	769,71	7,76	26,69	8,14	1,43	2,06	2,33	5,82	2,33
18	880,08	567,52	7,80	17,95	8,19	1,56	2,06	2,33	5,94	2,25
19	1.925,52	741,68	7,71	28,85	8,10	1,44	1,72	2,33	5,49	2,61
20	1.954,29	771,21	7,26	84,56	7,65	1,42	1,71	2,33	5,46	2,19
21	1.759,95	781,72	7,78	25,89	8,16	1,43	1,75	2,33	5,51	2,64
22	1.121,54	755,70	7,63	35,35	8,04	1,42	1,95	2,33	5,70	2,34
23	824,51	854,29	7,74	31,02	8,14	1,37	2,08	2,33	5,79	2,35
24	1.033,38	533,99	7,63	24,98	8,06	1,55	1,99	2,33	5,86	2,19
25	1.533,35	638,09	7,55	35,88	8,00	1,45	1,81	2,33	5,59	2,40
26	1.755,36	735,68	7,30	73,57	7,70	1,43	1,76	2,33	5,52	2,18
27	1.501,38	637,59	7,40	50,65	7,78	1,51	1,82	2,33	5,66	2,12
28	1.719,87	789,73	7,82	23,85	8,21	1,41	1,76	2,33	5,51	2,70
29	1.279,93	690,64	7,37	58,78	7,76	1,46	1,89	2,33	5,69	2,08
30	1.743,91	798,23	7,80	25,24	8,20	1,40	1,76	2,33	5,49	2,72
31	1.792,67	780,72	7,10	123,74	7,50	1,40	1,75	2,33	5,48	2,03
32	1.498,88	786,22	7,58	41,26	7,97	1,41	1,82	2,33	5,57	2,41



Muestra	STD _a	[HCO ₃ ⁻] _a	Ca	R	FC	STDr	HCO3r	Car	HCO ₃
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	%		mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}
33	4.835,33	782,89	175,35	60,00	2,50	12.088,31	1.957,22	438,38	1.577,38
34	5.161,73	903,10	269,94	60,00	2,50	12.904,32	2.257,74	674,85	1.830,41
35	5.003,73	784,11	201,00	60,00	2,50	12.509,32	1.960,27	502,50	1.577,35
36	4.695,42	790,21	142,08	60,00	2,50	11.738,54	1.975,52	355,21	1.603,73
37	4.626,24	769,46	208,22	60,00	2,50	11.565,61	1.923,66	520,54	1.549,03
38	5.219,98	868,92	288,58	60,00	2,50	13.049,95	2.172,31	721,44	1.750,31
39	5.012,80	800,58	106,01	60,00	2,50	12.531,99	2.001,46	265,03	1.610,80
40	5.109,32	878,69	194,99	60,00	2,50	12.773,29	2.196,72	487,47	1.794,51
41	4.059,64	655,97	195,99	60,00	2,50	10.149,11	1.639,91	489,98	1.341,76
42	7.472,26	735,90	154,51	60,00	2,50	18.680,64	1.839,75	386,27	1.506,68
43	4.137,25	505,25	109,82	60,00	2,50	10.343,12	1.263,11	274,55	1.039,45
44	4.277,71	685,25	211,42	61,00	2,56	10.968,48	1.757,06	542,11	1.424,40
45	4.451,40	839,64	169,94	60,00	2,50	11.128,51	2.099,09	424,85	1.722,42
46	4.412,89	965,34	143,69	59,00	2,44	10.763,15	2.354,48	350,46	1.921,50
47	4.023,33	657,19	162,72	63,00	2,70	10.873,86	1.776,18	439,80	1.434,76
48	5.052,05	739,56	269,34	61,00	2,56	12.953,98	1.896,31	690,61	1.546,77

Muestra	Ca	[HCO ₃ ⁻] _a	pH _a	[CO ₂] _a (mg l ⁻¹)	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _s r	LSI _{teórico}
	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹								
33	1.094,76	642,09	7,80	20,30	8,19	1,50	1,96	2,33	5,79	2,40
34	1.685,30	740,68	7,85	20,88	8,24	1,44	1,77	2,33	5,54	2,70
35	1.254,90	643,09	7,70	25,60	8,09	1,50	1,90	2,33	5,73	2,36
36	887,06	648,10	7,73	24,08	8,12	1,49	2,05	2,33	5,88	2,25
37	1.299,94	631,08	7,87	16,99	8,26	1,51	1,89	2,33	5,73	2,53
38	1.801,65	712,66	7,54	41,01	7,93	1,46	1,74	2,33	5,53	2,40
39	661,86	656,60	7,49	42,39	7,88	1,49	2,18	2,33	6,00	1,88
40	1.217,37	720,66	7,67	30,74	8,07	1,45	1,91	2,33	5,69	2,38
41	1.223,62	537,99	7,60	26,96	8,00	1,57	1,91	2,33	5,81	2,18
42	964,64	603,56	7,70	24,03	8,10	1,52	2,02	2,33	5,87	2,23
43	685,63	414,38	7,71	16,12	8,11	1,68	2,16	2,33	6,18	1,93
44	1.353,81	562,02	7,67	23,97	8,07	1,55	1,87	2,33	5,74	2,33
45	1.060,97	688,63	7,57	36,98	7,97	1,46	1,97	2,33	5,77	2,20
46	875,19	791,73	7,80	25,04	8,19	1,42	2,06	2,33	5,80	2,38
47	1.098,31	539,00	7,75	19,12	8,18	1,54	1,96	2,33	5,83	2,34
48	1.724,66	606,56	7,31	59,28	7,72	1,51	1,76	2,33	5,60	2,11

Muestra	STD _a	[HCO ₃ ⁻] _a	Ca	R	FC	STDr	HCO3r	Car	HCO ₃
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	%		mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}
49	4.398,94	937,88	163,93	62,00	2,63	11.576,16	2.468,10	431,39	2.002,95
50	5.027,15	964,12	250,30	61,00	2,56	12.890,12	2.472,09	641,79	2.021,21
51	4.341,22	706,61	201,80	62,00	2,63	11.424,26	1.859,50	531,06	1.502,72
52	4.098,02	915,30	223,05	60,00	2,50	10.245,05	2.288,25	557,61	1.870,63
53	4.507,89	940,32	170,34	60,00	2,50	11.269,73	2.350,80	425,85	1.920,95
54	4.180,61	922,01	224,05	60,00	2,50	10.451,53	2.305,03	560,13	1.853,53
55	4.173,79	740,17	184,77	61,00	2,56	10.702,03	1.897,87	473,77	1.536,20
56	3.600,02	874,42	124,45	60,00	2,50	9.000,05	2.186,05	311,13	1.764,95
57	3.810,19	827,43	186,97	60,00	2,50	9.525,48	2.068,58	467,43	1.706,61
58	4.262,06	924,45	143,29	59,00	2,44	10.395,27	2.254,76	349,49	1.861,51
59	4.093,93	891,50	85,17	60,00	2,50	10.234,83	2.228,75	212,93	1.793,75
60	4.589,92	897,60	109,62	60,00	2,50	11.474,80	2.244,00	274,05	1.821,66
61	4.470,63	890,89	110,82	60,00	2,50	11.176,58	2.227,23	277,05	1.793,25
62	4.070,68	867,70	191,78	60,00	2,50	10.176,70	2.169,25	479,45	1.772,94
63	3.144,70	765,80	72,95	60,00	2,50	7.861,76	1.914,50	182,36	1.558,93
64	3.690,03	781,06	68,14	58,00	2,38	8.785,78	1.859,66	162,23	1.527,15



Muestra	Ca	$[\text{HCO}_3^-]_a$	pH _a	$[\text{CO}_2]_a$ (mg l ⁻¹)	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _{s,r}	$LSI_{\text{teórico}}$
	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹								
49	1.077,30	769,21	7,87	20,70	8,29	1,40	1,97	2,33	5,70	2,59
50	1.602,75	790,73	7,74	28,71	8,15	1,39	1,80	2,33	5,52	2,63
51	1.326,22	579,53	7,73	21,53	8,14	1,52	1,88	2,33	5,73	2,41
52	1.392,53	750,69	7,56	41,25	7,96	1,43	1,86	2,33	5,61	2,34
53	1.063,48	771,21	7,62	36,91	8,02	1,42	1,97	2,33	5,72	2,30
54	1.398,80	756,19	7,55	42,52	7,94	1,43	1,85	2,33	5,62	2,32
55	1.183,15	607,06	7,63	28,39	8,03	1,51	1,93	2,33	5,77	2,26
56	776,97	717,16	7,66	31,31	8,05	1,45	2,11	2,33	5,89	2,16
57	1.167,30	678,62	7,72	25,80	8,12	1,47	1,93	2,33	5,73	2,39
58	872,78	758,20	7,71	29,50	8,10	1,43	2,06	2,33	5,82	2,28
59	531,74	731,17	7,64	33,42	8,03	1,45	2,27	2,33	6,05	1,98
60	684,39	736,17	7,67	31,40	8,06	1,44	2,16	2,33	5,93	2,13
61	691,88	730,67	7,82	22,07	8,21	1,45	2,16	2,33	5,94	2,27
62	1.197,33	711,65	7,45	50,38	7,85	1,45	1,92	2,33	5,70	2,14
63	455,42	628,08	7,68	26,18	8,07	1,51	2,34	2,33	6,18	1,90
64	405,13	640,59	7,73	23,80	8,11	1,52	2,39	2,33	6,24	1,87



Muestra	STD _a	[HCO ₃ ⁻] _a	Ca	R	FC	STD _r	HCO ₃ _r	Ca _r	HCO ₃
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	%		mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	ppm _{CaCO₃}
65	3.573,66	760,92	87,57	60,00	2,50	8.934,16	1.902,30	218,94	1.565,50

Muestra	Ca	[HCO ₃ ⁻] _a	pH _a	[CO ₂] _a (mg l ⁻¹)	pH _r	p-HCO ₃	p-Ca	C	pH _s _r	LSI _{teórico}	
	ppm _{CaCO₃}	mg l ⁻¹									
65	546,75	624,07	7,77		21,15	8,17	1,50	2,26	2,33	6,10	2,07

Tabla B.15: $S\&DSI$ real.

Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{s,r}	pH _r	$S\&DSI_{real}$
1	1,44	2,10	2,38	0,13	0,30	3,00	6,54	7,91	1,37
2	1,51	1,73	2,22	0,16	0,35	3,07	6,30	7,95	1,65
3	1,43	2,09	2,27	0,15	0,34	3,05	6,57	7,87	1,30
4	1,53	2,02	2,38	0,12	0,29	2,99	6,54	7,91	1,37
5	1,56	2,00	2,38	0,12	0,29	2,99	6,55	7,90	1,35
6	1,49	1,84	2,27	0,11	0,24	2,90	6,23	7,87	1,64
7	1,62	1,84	2,33	0,10	0,24	2,90	6,35	7,80	1,45
8	1,52	1,88	2,33	0,10	0,24	2,90	6,30	7,52	1,22
9	1,54	1,73	2,86	0,09	0,26	2,94	6,21	7,66	1,45
10	1,58	2,07	2,38	0,11	0,27	2,96	6,61	7,85	1,24
11	1,60	1,87	2,38	0,10	0,24	2,90	6,37	7,78	1,41
12	1,48	1,95	2,44	0,10	0,25	2,92	6,36	7,61	1,25
13	1,43	1,76	2,38	0,16	0,37	3,10	6,28	7,53	1,25
14	1,61	2,06	2,33	0,12	0,28	2,97	6,65	7,81	1,16
15	1,62	1,91	2,38	0,10	0,24	2,90	6,43	7,74	1,31
16	1,42	1,73	2,50	0,11	0,28	2,97	6,12	7,91	1,79
17	1,43	2,06	2,44	0,13	0,31	3,01	6,50	7,97	1,47



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{real}$
18	1,56	2,05	2,44	0,11	0,28	2,97	6,58	7,98	1,40
19	1,44	1,72	2,50	0,16	0,39	3,13	6,29	7,90	1,61
20	1,42	1,72	2,50	0,16	0,39	3,13	6,27	7,44	1,17
21	1,43	1,75	2,38	0,12	0,30	3,00	6,18	7,99	1,81
22	1,42	1,95	2,56	0,15	0,38	3,12	6,49	7,85	1,36
23	1,37	2,08	2,50	0,15	0,36	3,08	6,53	7,96	1,43
24	1,55	1,99	2,70	0,12	0,32	3,03	6,56	7,90	1,34
25	1,45	1,81	2,78	0,10	0,27	2,96	6,22	7,78	1,56
26	1,43	1,75	2,50	0,16	0,41	3,16	6,35	7,54	1,19
27	1,51	1,82	2,44	0,10	0,26	2,94	6,28	7,62	1,34
28	1,41	1,76	2,44	0,12	0,29	2,99	6,16	8,07	1,91
29	1,46	1,89	2,50	0,11	0,27	2,96	6,32	7,63	1,31
30	1,40	1,76	2,56	0,12	0,32	3,03	6,19	8,06	1,87
31	1,40	1,75	2,56	0,12	0,32	3,03	6,18	7,24	1,06
32	1,41	1,83	2,50	0,12	0,31	3,01	6,25	7,79	1,54
33	1,50	1,97	2,50	0,09	0,24	2,90	6,37	8,06	1,69
34	1,44	1,78	2,50	0,10	0,26	2,94	6,15	8,10	1,95



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{real}$
35	1,50	1,91	2,50	0,10	0,25	2,92	6,33	7,93	1,60
36	1,49	2,05	2,50	0,09	0,23	2,88	6,43	7,95	1,52
37	1,51	1,89	2,50	0,10	0,24	2,90	6,30	8,10	1,80
38	1,46	1,75	2,50	0,11	0,28	2,97	6,18	7,76	1,58
39	1,49	2,18	2,50	0,09	0,23	2,88	6,56	7,66	1,10
40	1,45	1,91	2,50	0,10	0,25	2,92	6,28	7,87	1,59
41	1,57	1,91	2,50	0,09	0,21	2,84	6,32	7,85	1,53
42	1,52	2,01	2,50	0,14	0,35	3,07	6,60	7,93	1,33
43	1,68	2,16	2,50	0,08	0,20	2,82	6,66	7,91	1,25
44	1,55	1,87	2,56	0,09	0,23	2,88	6,30	7,90	1,60
45	1,46	1,97	2,50	0,09	0,22	2,86	6,30	7,82	1,52
46	1,42	2,06	2,44	0,09	0,22	2,86	6,33	8,04	1,71
47	1,54	1,96	2,70	0,08	0,21	2,84	6,35	7,98	1,63
48	1,51	1,76	2,56	0,11	0,28	2,97	6,24	7,54	1,30
49	1,40	1,97	2,63	0,09	0,23	2,88	6,25	8,11	1,86
50	1,39	1,80	2,56	0,10	0,26	2,94	6,13	7,97	1,84
51	1,52	1,88	2,63	0,09	0,24	2,90	6,30	7,91	1,61



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{real}$
52	1,43	1,86	2,50	0,08	0,21	2,84	6,12	7,78	1,66
53	1,42	1,97	2,50	0,09	0,22	2,84	6,23	7,86	1,63
54	1,43	1,86	2,50	0,09	0,21	2,84	6,13	7,82	1,69
55	1,51	1,93	2,56	0,08	0,21	2,84	6,28	7,88	1,60
56	1,45	2,11	2,50	0,07	0,17	2,84	6,41	7,85	1,44
57	1,47	1,93	2,50	0,08	0,19	2,84	6,24	7,93	1,69
58	1,43	2,06	2,44	0,08	0,20	2,84	6,32	7,90	1,58
59	1,45	2,28	2,50	0,07	0,18	2,84	6,56	7,87	1,31
60	1,44	2,17	2,50	0,08	0,21	2,84	6,44	7,88	1,44
61	1,45	2,16	2,50	0,08	0,21	2,84	6,45	8,10	1,65
62	1,45	1,92	2,50	0,08	0,21	2,84	6,21	7,78	1,57
63	1,51	2,34	2,50	0,06	0,14	2,84	6,69	7,90	1,21
64	1,52	2,39	2,38	0,06	0,15	2,84	6,74	7,88	1,14
65	1,50	2,26	2,50	0,06	0,16	2,84	6,60	7,91	1,31



Tabla B.16: $S\&DSI$ teórico.

Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{s,r}	pH _r	$S\&DSI_{teórico}$
1	1,44	2,10	2,38	0,13	0,30	3,00	6,54	8,05	1,51
2	1,51	1,73	2,22	0,16	0,35	3,07	6,30	8,12	1,81
3	1,43	2,09	2,27	0,15	0,34	3,05	6,57	8,00	1,43
4	1,53	2,02	2,38	0,12	0,29	2,99	6,54	8,06	1,51
5	1,56	2,00	2,38	0,12	0,29	2,99	6,55	8,05	1,50
6	1,49	1,84	2,27	0,11	0,24	2,90	6,23	8,00	1,77
7	1,62	1,84	2,33	0,10	0,24	2,90	6,35	7,92	1,57
8	1,52	1,88	2,33	0,10	0,24	2,90	6,30	7,67	1,37
9	1,54	1,73	2,86	0,09	0,26	2,94	6,21	7,85	1,64
10	1,58	2,07	2,38	0,11	0,27	2,96	6,61	8,00	1,39
11	1,60	1,87	2,38	0,10	0,24	2,90	6,37	7,93	1,56
12	1,48	1,95	2,44	0,10	0,25	2,92	6,36	7,80	1,44
13	1,43	1,76	2,38	0,16	0,37	3,10	6,28	7,72	1,44
14	1,61	2,06	2,33	0,12	0,28	2,97	6,65	7,99	1,34
15	1,62	1,91	2,38	0,10	0,24	2,90	6,43	7,88	1,45
16	1,42	1,73	2,50	0,11	0,28	2,97	6,12	8,12	2,00
17	1,43	2,06	2,44	0,13	0,31	3,01	6,50	8,14	1,65



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{teórico}$
18	1,56	2,05	2,44	0,11	0,28	2,97	6,58	8,19	1,61
19	1,44	1,72	2,50	0,16	0,39	3,13	6,29	8,10	1,81
20	1,42	1,72	2,50	0,16	0,39	3,13	6,27	7,65	1,38
21	1,43	1,75	2,38	0,12	0,30	3,00	6,18	8,16	1,97
22	1,42	1,95	2,56	0,15	0,38	3,12	6,49	8,04	1,55
23	1,37	2,08	2,50	0,15	0,36	3,08	6,53	8,14	1,60
24	1,55	1,99	2,70	0,12	0,32	3,03	6,56	8,06	1,49
25	1,45	1,81	2,78	0,10	0,27	2,96	6,22	8,00	1,78
26	1,43	1,75	2,50	0,16	0,41	3,16	6,35	7,70	1,35
27	1,51	1,82	2,44	0,10	0,26	2,94	6,28	7,78	1,51
28	1,41	1,76	2,44	0,12	0,29	2,99	6,16	8,21	2,04
29	1,46	1,89	2,50	0,11	0,27	2,96	6,32	7,76	1,45
30	1,40	1,76	2,56	0,12	0,32	3,03	6,19	8,20	2,01
31	1,40	1,75	2,56	0,12	0,32	3,03	6,18	7,50	1,32
32	1,41	1,83	2,50	0,12	0,31	3,01	6,25	7,97	1,72
33	1,50	1,97	2,50	0,09	0,24	2,90	6,37	8,19	1,82
34	1,44	1,78	2,50	0,10	0,26	2,94	6,15	8,24	2,09



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{teórico}$
35	1,50	1,91	2,50	0,10	0,25	2,92	6,33	8,09	1,76
36	1,49	2,05	2,50	0,09	0,23	2,88	6,43	8,12	1,70
37	1,51	1,89	2,50	0,10	0,24	2,90	6,30	8,26	1,96
38	1,46	1,75	2,50	0,11	0,28	2,97	6,18	7,93	1,75
39	1,49	2,18	2,50	0,09	0,23	2,88	6,56	7,88	1,32
40	1,45	1,91	2,50	0,10	0,25	2,92	6,28	8,07	1,79
41	1,57	1,91	2,50	0,09	0,21	2,84	6,32	8,00	1,67
42	1,52	2,01	2,50	0,14	0,35	3,07	6,60	8,10	1,49
43	1,68	2,16	2,50	0,08	0,20	2,82	6,66	8,11	1,45
44	1,55	1,87	2,56	0,09	0,23	2,88	6,30	8,07	1,78
45	1,46	1,97	2,50	0,09	0,22	2,86	6,30	7,97	1,67
46	1,42	2,06	2,44	0,09	0,22	2,86	6,33	8,19	1,85
47	1,54	1,96	2,70	0,08	0,21	2,84	6,35	8,18	1,83
48	1,51	1,76	2,56	0,11	0,28	2,97	6,24	7,72	1,47
49	1,40	1,97	2,63	0,09	0,23	2,88	6,25	8,29	2,04
50	1,39	1,80	2,56	0,10	0,26	2,94	6,13	8,15	2,02
51	1,52	1,88	2,63	0,09	0,24	2,90	6,30	8,14	1,84



Muestra	p-HCO ₃	p-Ca	FC	FI_a	FI_r	K	pH _{sr}	pH _r	$S\&DSI_{teórico}$
52	1,43	1,86	2,50	0,08	0,21	2,84	6,12	7,96	1,83
53	1,42	1,97	2,50	0,09	0,22	2,84	6,23	8,02	1,79
54	1,43	1,86	2,50	0,09	0,21	2,84	6,13	7,94	1,81
55	1,51	1,93	2,56	0,08	0,21	2,84	6,28	8,03	1,75
56	1,45	2,11	2,50	0,07	0,17	2,84	6,41	8,05	1,64
57	1,47	1,93	2,50	0,08	0,19	2,84	6,24	8,12	1,88
58	1,43	2,06	2,44	0,08	0,20	2,84	6,32	8,10	1,78
59	1,45	2,28	2,50	0,07	0,18	2,84	6,56	8,03	1,47
60	1,44	2,17	2,50	0,08	0,21	2,84	6,44	8,06	1,62
61	1,45	2,16	2,50	0,08	0,21	2,84	6,45	8,21	1,76
62	1,45	1,92	2,50	0,08	0,21	2,84	6,21	7,85	1,63
63	1,51	2,34	2,50	0,06	0,14	2,84	6,69	8,07	1,39
64	1,52	2,39	2,38	0,06	0,15	2,84	6,74	8,11	1,36
65	1,50	2,26	2,50	0,06	0,16	2,84	6,60	8,17	1,57



Bibliografía

- [1] J Mulder. *Basic principles of membrane technology*. Springer Science & Business Media, 2012.
- [2] C.P. Koutsou, S.G. Yiantsios, and A.J. Karabelas. A numerical and experimental study of mass transfer in spacer-filled channels: Effects of spacer geometrical characteristics and schmidt number. *Journal of Membrane Science*, 326(1):234 – 251, 2009.
- [3] Abderrahim Abbas and Nader Al-Bastaki. Performance decline in brackish water film tec spiral wound ro membranes. *Desalination*, 136(1):281 – 286, 2001.
- [4] M. Wilf and K. Klinko. Performance of commercial seawater membranes. *Desalination*, 96(1–3):465 – 478, 1994. Proceedings of the {IDA} and {WRPC} World Conference on Desalination and Water Treatment.
- [5] ASTM. D 4582-91, standard practice for calculation and adjustment of the stiff and davis stability index for reverse osmosis. *Annual Book of ASTM standards*, 2010.
- [6] C.P. Koutsou, S.G. Yiantsios, and A.J. Karabelas. Direct numerical simulation of flow in spacer-filled channels: Effect of spacer geometrical characteristics. *Journal of Membrane Science*, 291(1):53 – 69, 2007.
- [7] Robert Y. Ning. Reverse osmosis process chemistry relevant to the gulf. *Desalination*, 123(2):157 – 164, 1999. Selected papers presented at The WSTA Fourth Gulf Water Conference.
- [8] Robert L. McGinnis and Menachem Elimelech. Global challenges in energy and water supply: The promise of engineered osmosis. *Environmental Science & Technology*, 42(23):8625–8629, 2008. PMID: 19192773.



- [9] Menachem Elimelech and William A. Phillip. The future of seawater desalination: Energy, technology, and the environment. *Science*, 333(6043):712–717, 2011.
- [10] Lauren F. Greenlee, Desmond F. Lawler, Benny D. Freeman, Benoit Marrot, and Philippe Moulin. Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today’s challenges. *Water Research*, 43(9):2317 – 2348, 2009.
- [11] MaryTheresa M Pendergast and Eric MV Hoek. A review of water treatment membrane nanotechnologies. *Energy & Environmental Science*, 4(6):1946–1971, 2011.
- [12] Chunlong Kong, Takuji Shintani, Takashi Kamada, Viatcheslav Freger, and Toshinori Tsuru. Co-solvent-mediated synthesis of thin polyamide membranes. *Journal of Membrane Science*, 384(1):10 – 16, 2011.
- [13] Lin Zhao, Philip C.-Y. Chang, Chi Yen, and W.S.Winston Ho. High-flux and fouling-resistant membranes for brackish water desalination. *Journal of Membrane Science*, 425:1 – 10, 2013.
- [14] Kah Peng Lee, Tom C. Arnot, and Davide Mattia. A review of reverse osmosis membrane materials for desalination-development to date and future potential. *Journal of Membrane Science*, 370(1):1 – 22, 2011.
- [15] M. Busch and W.E. Mickols. Reducing energy consumption in seawater desalination. *Desalination*, 165:299 – 312, 2004.
- [16] Richard L. Stover. Seawater reverse osmosis with isobaric energy recovery devices. *Desalination*, 203(1):168 – 175, 2007.
- [17] Consejo Insular de Aguas de Gran Canaria. *Plan Territorial Especial Hidrológico de Gran Canaria (PTE-04)*, volume 1. Consejo Insular de Aguas de Gran Canaria, Gran Canaria (Spain), 2010.
- [18] Srinivasa Sourirajan. *Reverse osmosis*. London, UK: Logos Press Ltd., 1970.
- [19] Dow Water and Process Solutions. *Filmtec Reverse Osmosis Membranes Technical Manual*. Dow Water and Process Solutions, 2005.
- [20] Robert Rautenbach and Rainer Albrecht. *Membrane separation processes*. John Wiley and Sons Inc., New York, NY, 1989.



- [21] CA Fronk, BW Lykins, and JK Carswell. Membranes for removing organics from drinking water. *J. Am. Water Works Assoc*, 81:43–52, 1989.
- [22] Talbert N Eisenberg and E Joe Middlebrooks. *Reverse osmosis treatment of drinking water*. Elsevier, 2013.
- [23] U Merten, I Nusbaum, and Robert P Miele. *Organic removal by reverse osmosis*. Gulf Genral Atomic, Incorporated, 1968.
- [24] SS Sablani, MFA Goosen, R Al-Belushi, and M Wilf. Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review. *Desalination*, 141(3):269 – 289, 2001.
- [25] Hydranautics. *Terms and equations of reverse osmosis*. Hydranautics, 2001.
- [26] G. Schock and A. Miquel. Mass transfer and pressure loss in spiral wound modules. *Desalination*, 64:339 – 352, 1987.
- [27] Z. Cao, D.E. Wiley, and A.G. Fane. Cfd simulations of net-type turbulence promoters in a narrow channel. *Journal of Membrane Science*, 185(2):157 – 176, 2001.
- [28] Vitor Gerales, Viriato Semião, and Maria Norberta de Pinho. Flow management in nanofiltration spiral wound modules with ladder-type spacers. *Journal of Membrane Science*, 203(1):87 – 102, 2002.
- [29] C.P. Koutsou, S.G. Yiantsios, and A.J. Karabelas. Numerical simulation of the flow in a plane-channel containing a periodic array of cylindrical turbulence promoters. *Journal of Membrane Science*, 231(1):81–90, 2004.
- [30] E. Pellerin, E. Michelitsch, K. Darcovich, S. Lin, and C.M. Tam. Turbulent transport in membrane modules by cfd simulation in two dimensions. *Journal of Membrane Science*, 100(2):139 – 153, 1995.
- [31] Dianne E. Wiley and David F. Fletcher. Computational fluid dynamics modelling of flow and permeation for pressure-driven membrane processes. *Desalination*, 145(1):183 – 186, 2002.
- [32] M. Shakaib, S.M.F. Hasani, and M. Mahmood. Study on the effects of spacer geometry in membrane feed channels using three-dimensional computational flow modeling. *Journal of Membrane Science*, 297(1):74–89, 2007.



- [33] G.A. Fimbres-Weihs and D.E. Wiley. Numerical study of mass transfer in three-dimensional spacer-filled narrow channels with steady flow. *Journal of Membrane Science*, 306(1):228 – 243, 2007.
- [34] F. Li, W. Meindersma, A.B. de Haan, and T. Reith. Novel spacers for mass transfer enhancement in membrane separations. *Journal of Membrane Science*, 253(1):1 – 12, 2005.
- [35] Sandeep K Karode and Ashwani Kumar. Flow visualization through spacer filled channels by computational fluid dynamics i.: Pressure drop and shear rate calculations for flat sheet geometry. *Journal of Membrane Science*, 193(1):69 – 84, 2001.
- [36] Georges Belfort and Gerald A. Guter. An experimental study of electrodialysis hydrodynamics. *Desalination*, 10(3):221 – 262, 1972.
- [37] Y. Winograd, A. Solan, and M. Toren. Mass transfer in narrow channels in the presence of turbulence promoters. *Desalination*, 13(2):171 – 186, 1973.
- [38] O Kuroda, S Takahashi, and M Nomura. Characteristics of flow and mass transfer rate in an electrodialyzer compartment including spacer. *Desalination*, 46(1):225 – 232, 1983.
- [39] P. Feron and G.S. Solt. The influence of separators on hydrodynamics and mass transfer in narrow cells: Flow visualisation. *Desalination*, 84(1):137 – 152, 1991.
- [40] Jana Fárková. The pressure drop in membrane module with spacers. *Journal of Membrane Science*, 64(1):103 – 111, 1991.
- [41] C.C. Zimmerer and V. Kottke. Effects of spacer geometry on pressure drop, mass transfer, mixing behavior, and residence time distribution. *Desalination*, 104(1):129 – 134, 1996.
- [42] A.R. Da Costa, A.G. Fane, C.J.D. Fell, and A.C.M. Franken. Optimal channel spacer design for ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*, 62(3):275 – 291, 1991.
- [43] A.R. Da Costa, A.G. Fane, and D.E. Wiley. Spacer characterization and pressure drop modelling in spacer-filled channels for ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*, 87(1):79 – 98, 1994.
- [44] Andre R. Da Costa and Anthony G. Fane. Net-type spacers: Effect of configuration on fluid flow path and ultrafiltration flux. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 33(7):1845–1851, 1994.

- [45] Dianne E Wiley and David F Fletcher. Techniques for computational fluid dynamics modelling of flow in membrane channels. *Journal of Membrane Science*, 211(1):127 – 137, 2003.
- [46] P.R Neal, H Li, A.G Fane, and D.E Wiley. The effect of filament orientation on critical flux and particle deposition in spacer-filled channels. *Journal of Membrane Science*, 214(2):165 – 178, 2003.
- [47] J. Schwinge, D.E. Wiley, and A.G. Fane. Novel spacer design improves observed flux. *Journal of Membrane Science*, 229(1):53 – 61, 2004.
- [48] J. Schwinge, D. E. Wiley, and D. F. Fletcher. Simulation of the flow around spacer filaments between narrow channel walls. 1. hydrodynamics. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(12):2977–2987, 2002.
- [49] J. Schwinge, D. E. Wiley, and D. F. Fletcher. Simulation of the flow around spacer filaments between channel walls. 2. mass-transfer enhancement. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(19):4879–4888, 2002.
- [50] J. Schwinge, D.E. Wiley, and D.F. Fletcher. A cfd study of unsteady flow in narrow spacer-filled channels for spiral-wound membrane modules. *Desalination*, 146(1):195 – 201, 2002.
- [51] J. Schwinge, D. E. Wiley, and D. F. Fletcher. Simulation of unsteady flow and vortex shedding for narrow spacer-filled channels. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 42(20):4962–4977, 2003.
- [52] R. Ghidossi, D. Veyret, and P. Moulin. Computational fluid dynamics applied to membranes: State of the art and opportunities. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 45(6):437 – 454, 2006.
- [53] Vítor Geraldes, Nuno Escórcio Pereira, and Maria Norberta de Pinho. Simulation and optimization of medium-sized seawater reverse osmosis processes with spiral-wound modules. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 44(6):1897–1905, 2005.
- [54] Jane KUCERA. Troubleshooting: Methods to improve system performance-part 1. *Ultrapure water*, 24(3):18 – 25, 2007.
- [55] P. Sahachaiyunta, T. Koo, and R. Sheikholeslami. Effect of several inorganic species on silica fouling in ro membranes. *Desalination*, 144(1):373 – 378, 2002.

- [56] Manish Kumar, Samer S. Adham, and William R. Pearce. Investigation of seawater reverse osmosis fouling and its relationship to pretreatment type. *Environmental Science & Technology*, 40(6):2037–2044, 2006. PMID: 16570633.
- [57] Saqib Shirazi, Che-Jen Lin, and Dong Chen. Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes. a critical review. *Desalination*, 250(1):236 – 248, 2010.
- [58] Lauren F. Greenlee, Fabrice Testa, Desmond F. Lawler, Benny D. Freeman, and Philippe Moulin. The effect of antiscalant addition on calcium carbonate precipitation for a simplified synthetic brackish water reverse osmosis concentrate. *Water Research*, 44(9):2957 – 2969, 2010.
- [59] Wen-Yi Shih, Junbo Gao, Anditya Rahardianto, Julius Glater, Yoram Cohen, and Christopher J. Gabelich. Ranking of antiscalant performance for gypsum scale suppression in the presence of residual aluminum. *Desalination*, 196(1):280 – 292, 2006.
- [60] Wen-Yi Shih, Karen Albrecht, Julius Glater, and Yoram Cohen. A dual-probe approach for evaluation of gypsum crystallization in response to antiscalant treatment. *Desalination*, 169(3):213 – 221, 2004.
- [61] Shaikh A. Ali, I.W. Kazi, and F. Rahman. Synthesis and evaluation of phosphate-free antiscalants to control $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ scale formation in reverse osmosis desalination plants. *Desalination*, 357:36 – 44, 2015.
- [62] Marie Chaussemier, Ermane Pourmohtasham, Dominique Gelus, Nathalie Pécoul, Hubert Perrot, Jean Lédion, Héléne Cheap-Charpentier, and Olivier Horner. State of art of natural inhibitors of calcium carbonate scaling. a review article. *Desalination*, 356:47 – 55, 2015. State-of-the-Art Reviews in Desalination.
- [63] K. Zimmer, W. Hater, A. Icart, J. Jaworski, N. Kruse, and G. Braun. The performance of polycarboxylates as inhibitors for CaCO_3 scaling in reverse osmosis plants. *Desalination and Water Treatment*, 0(0):1–14, 0.
- [64] S. Bason, I. David, A. Shulman, and M. Priel. The use of phosphorus-free antiscalants in bwro desalination plants and brine disposal pipelines. *Desalination and Water Treatment*, 55(13):3498–3505, 2015.

- [65] Hilla Shemer and David Hasson. Characterization of the inhibitory effectiveness of environmentally friendly anti-scalants. *Desalination and Water Treatment*, 55(13):3478–3484, 2015.
- [66] Konstantinos D. Demadis and Melina Preari. Green scale inhibitors in water treatment processes: the case of silica scale inhibition. *Desalination and Water Treatment*, 55(3):749–755, 2015.
- [67] Chen Wang, Tingting Shen, Shuping Li, and Xikui Wang. Investigation of influence of low phosphorous co-polymer antiscalant on calcium sulfate dihydrate crystal morphologies. *Desalination*, 348:89 – 93, 2014.
- [68] Hsu-Hui Cheng, Shiao-Shing Chen, and Shu-Ru Yang. In-line coagulation/ultrafiltration for silica removal from brackish water as {RO} membrane pretreatment. *Separation and Purification Technology*, 70(1):112 – 117, 2009.
- [69] T. Koo, Y.J. Lee, and R. Sheikholeslami. Silica fouling and cleaning of reverse osmosis membranes. *Desalination*, 139(1):43 – 56, 2001.
- [70] Raphael Semiat, Iris Sutzkover, and David Hasson. Scaling of ro membranes from silica supersaturated solutions. *Desalination*, 157(1):169 – 191, 2003.
- [71] S. Salvador Cob, C. Beaupin, B. Hofs, M.M. Nederlof, D.J.H. Harmesen, E.R. Cornelissen, A. Zwijnenburg, F.E. Genceli Güner, and G.J. Witkamp. Silica and silicate precipitation as limiting factors in high-recovery reverse osmosis operations. *Journal of Membrane Science*, 423:1 – 10, 2012.
- [72] R. Sheikholeslami and J. Bright. Silica and metals removal by pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes. *Desalination*, 143(3):255 – 267, 2002.
- [73] Walter Den and Chia-Jung Wang. Removal of silica from brackish water by electrocoagulation pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes. *Separation and Purification Technology*, 59(3):318 – 325, 2008.
- [74] Abdullah M. Al-Rehaili. Comparative chemical clarification for silica removal from ro groundwater feed. *Desalination*, 159(1):21 – 31, 2003.
- [75] E.G. Darton. Ro plant experiences with high silica waters in the canary islands. *Desalination*, 124(1):33 – 41, 1999. European Conference on Desalination and the Environment.



- [76] Chalor Jarusutthirak, Supatpong Mattaraj, and Ratana Jiraratanon. Influence of inorganic scalants and natural organic matter on nanofiltration membrane fouling. *Journal of Membrane Science*, 287(1):138 – 145, 2007.
- [77] R.D Cohen and R.F Probst. Colloidal fouling of reverse osmosis membranes. *Journal of Colloid and Interface Science*, 114(1):194 – 207, 1986.
- [78] Xiaohua Zhu and Menachem Elimelech. Fouling of reverse osmosis membranes by aluminum oxide colloids. *Journal of Environmental Engineering*, 121(12):884–892, 1995.
- [79] Chanhyuk Park, Young Haeng Lee, Sanghyup Lee, and Seungkwan Hong. Effect of cake layer structure on colloidal fouling in reverse osmosis membranes. *Desalination*, 220(1):335 – 344, 2008.
- [80] Robert Y. Ning, Thomas L. Troyer, and Roger S. Tominello. Chemical control of colloidal fouling of reverse osmosis systems. *Desalination*, 172(1):1 – 6, 2005.
- [81] Keewoong Hong, Sangyoun Lee, Soohoon Choi, Youngbeom Yu, Seungkwan Hong, Jihee Moon, Jinsik Sohn, and Jeongseok Yang. Assessment of various membrane fouling indexes under seawater conditions. *Desalination*, 247(1):247–259, 2009.
- [82] ASTM. D 4189-95, standard test method for silt density index (sdi) of water. *Annual Book of ASTM standards*, 2010.
- [83] ASTM. D 8002-15, standard test method for modified fouling index (mfi-0.45) of water. *Annual Book of ASTM standards*, 2016.
- [84] J.C. Schippers and J. Verdouw. The modified fouling index, a method of determining the fouling characteristics of water. *Desalination*, 32:137 – 148, 1980.
- [85] Anne Braghetta, Francis A. DiGiano, and William P. Ball. Nanofiltration of natural organic matter: ph and ionic strength effects. *Journal of Environmental Engineering*, 123, 07 1997.
- [86] Sangyoun Lee and Menachem Elimelech. Relating organic fouling of reverse osmosis membranes to intermolecular adhesion forces. *Environmental science & technology*, 40(3):980–987, 2006.
- [87] Gary L Amy. *NOM rejection by, and fouling of, NF and UF membranes*. American Water Works Association, 2001.



- [88] Seungkwan Hong and Menachem Elimelech. Chemical and physical aspects of natural organic matter (nom) fouling of nanofiltration membranes. *Journal of Membrane Science*, 132(2):159 – 181, 1997.
- [89] Eun mi Gwon, Myong jin Yu, Hee kyong Oh, and Yong hun Ylee. Fouling characteristics of nf and ro operated for removal of dissolved matter from groundwater. *Water Research*, 37(12):2989 – 2997, 2003.
- [90] H.-C. Flemming, G. Schaule, T. Griebe, J. Schmitt, and A. Tamachiarowa. Biofouling-the achilles heel of membrane processes. *Desalination*, 113(2):215 – 225, 1997. Workshop on Membranes in Drinking Water Production Technical Innovations and Health Aspects.
- [91] Wui Seng Ang, Alberto Tiraferri, Kai Loon Chen, and Menachem Elimelech. Fouling and cleaning of ro membranes fouled by mixtures of organic foulants simulating wastewater effluent. *Journal of Membrane Science*, 376(1):196 – 206, 2011.
- [92] Harry Ridgway, Kenneth Ishida, Grisel Rodriguez, Jana Safarik, Tom Knoell, and Richard Bold. Biofouling of membranes: Membrane preparation, characterization, and analysis of bacterial adhesion. In *Biofilms*, volume 310 of *Methods in Enzymology*, pages 463 – 494. Academic Press, 1999.
- [93] M Gamal Khedr. Membrane fouling problems in reverse-osmosis desalination applications. *International Desalination and Water Reuse Quarterly*, 10(3):8–17, 2000.
- [94] Steven Coker and Peter Sehn. Four years field experience with fouling resistant reverse osmosis membranes. *Desalination*, 132(1):211 – 215, 2000.
- [95] J.S. Baker and L.Y. Dudley. Biofouling in membrane systems - a review. *Desalination*, 118(1):81 – 89, 1998.
- [96] F. Reverberi and A. Gorenflo. Three year operational experience of a spiral-wound swro system with a high fouling potential feed water. *Desalination*, 203(1):100 – 106, 2007.
- [97] Mohamed O. Saeed, A.T. Jamaluddin, I.A. Tisan, D.A. Lawrence, M.M. Al-Amri, and Kamran Chida. Biofouling in a seawater reverse osmosis plant on the red sea coast, saudi arabia. *Desalination*, 128(2):177 – 190, 2000.



- [98] Sejin Kim, Sangyoun Lee, Seungkwon Hong, Youngsook Oh, Mijin Seoul, Jihyang Kweon, and Taehyun Kim. Biofouling of reverse osmosis membranes: Microbial quorum sensing and fouling propensity. *Desalination*, 247(1):303 – 315, 2009.
- [99] Robert P. Carnahan, Lynn Bolin, and William Suratt. Biofouling of pvd-1 reverse osmosis elements in the water treatment plant of the city of dunedin, florida. *Desalination*, 102(1):235 – 244, 1995.
- [100] F.A. Abd El Aleem, K.A. Al-Sugair, and M.I. Alahmad. Biofouling problems in membrane processes for water desalination and reuse in saudi arabia. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 41(1):19 – 23, 1998.
- [101] Richard W Baker. *Membrane Technology and Applications*,. Wiley Online Library, third edition, 2012.
- [102] H. K. Lonsdale, U. Merten, and R. L. Riley. Transport properties of cellulose acetate osmotic membranes. *Journal of Applied Polymer Science*, 9(4):1341–1362, 1965.
- [103] T. K. Sherwood, P. L. T. Brian, and R. E. Fisher. Desalination by reverse osmosis. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 6(1):2–12, 1967.
- [104] Lynn E. Applegate and C. Richard Antonson. *The Phenomenological Characterization of DP-1 Membranes*, pages 243–252. Springer US, Boston, MA, 1972.
- [105] Ulrich Merten. *Desalination by reverse osmosis*. The MIT Press, 1966.
- [106] James M Dickson. Fundamental aspects of reverse osmosis. *Reverse osmosis technology*. Marcel Dekker Inc, New York, pages 1–51, 1988.
- [107] Shoji Kimura; S. Sourirajan. Analysis of data in reverse osmosis with porous cellulose acetate membranes used. *AIChE Journal*, 13, 1967.
- [108] O. Kedem and A. Katchalsky. Thermodynamic analysis of the permeability of biological membranes to non-electrolytes. *Biochimica et Biophysica Acta*, 27:229 – 246, 1958.
- [109] K.S. Spiegler and O. Kedem. Thermodynamics of hyperfiltration (reverse osmosis): criteria for efficient membranes. *Desalination*, 1(4):311 – 326, 1966.

- [110] A.H. Taheri, S.T.V. Sim, L.N. Sim, T.H. Chong, W.B. Krantz, and A.G. Fane. Development of a new technique to predict reverse osmosis fouling. *Journal of Membrane Science*, 448:12 – 22, 2013.
- [111] A.H. Taheri, L.N. Sim, T.H. Chong, W.B. Krantz, and A.G. Fane. Prediction of reverse osmosis fouling using the feed fouling monitor and salt tracer response technique. *Journal of Membrane Science*, 475:433 – 444, 2015.
- [112] Mingjie Zhu, Mahmoud M. El-Halwagi, and Malik Al-Ahmad. Optimal design and scheduling of flexible reverse osmosis networks. *Journal of Membrane Science*, 129(2):161 – 174, 1997.
- [113] AM Tolba and RA Mohamed. Performance and characteristics of reverse osmosis membranes. In *Proc 4th International Water Technology Conference*, pages 171–81, 1999.
- [114] Mohamed Belkacem, Saida Bekhti, and Kenza Bensadok. Groundwater treatment by reverse osmosis. *Desalination*, 206(1):100 – 106, 2007. EuroMed 2006 Conference on Desalination Strategies in South Mediterranean Countries.
- [115] Jeffrey C Lagarias, James A Reeds, Margaret H Wright, and Paul E Wright. Convergence properties of the nelder–mead simplex method in low dimensions. *SIAM Journal on optimization*, 9(1):112–147, 1998.
- [116] F.H. Butt, F. Rahman, and U. Baduruthamal. Characterization of foulants by autopsy of ro desalination membranes. *Desalination*, 114(1):51 – 64, 1997.
- [117] J.S. Vrouwenvelder and D. van der Kooij. Diagnosis of fouling problems of nf and ro membrane installations by a quick scan. *Desalination*, 153(1):121 – 124, 2003.
- [118] Ted Darton, Ursula Annunziata, Fernando del Vigo Pisano, and Silvia Gallego. Membrane autopsy helps to provide solutions to operational problems. *Desalination*, 167:239 – 245, 2004.
- [119] Weerapong Rukapan, Benyapa Khananthai, Chart Chiemchaisri, Wilai Chiemchaisri, and Thirdpong Srisukphun. Short- and long-term fouling characteristics of reverse osmosis membrane at full scale leachate treatment plant. *Water Science and Technology*, 65(1):127–134, 2011.



- [120] Khaled Walha, Raja Ben Amar, Loubna Firdaous, Francis Quéméneur, and Pascal Jaouen. Brackish groundwater treatment by nanofiltration, reverse osmosis and electro dialysis in tunisia: performance and cost comparison. *Desalination*, 207(1):95 – 106, 2007.
- [121] Mohammad Badruzzaman, Arun Subramani, James DeCarolis, William Pearce, and Joseph G. Jacangelo. Impacts of silica on the sustainable productivity of reverse osmosis membranes treating low-salinity brackish groundwater. *Desalination*, 279(1):210 – 218, 2011.
- [122] Enrique Ruiz Saavedra, Antonio Gómez Gotor, Sebastián O. Pérez Báez, Alejandro Ramos Martín, A. Ruiz-García, and Antonio Casañas González. Evaluation of the five years operating data of a ro brackish water desalination plant in las palmas, canary islands, spain: a historic case. *Desalination and Water Treatment*, 51(25):4785–4789, 2013.
- [123] Mohamed Karime, S. Bouguecha, and B. Hamrouni. Ro membrane autopsy of zarzis brackish water desalination plant. *Desalination*, 220(1):258 – 266, 2008.
- [124] A.F. Ismail, M. Padaki, N. Hilal, T. Matsuura, and W.J. Lau. Thin film composite membrane-recent development and future potential. *Desalination*, 356:140 – 148, 2015. State-of-the-Art Reviews in Desalination.
- [125] Hanaa M. Hegab, Yasodinee Wimalasiri, Milena Ginic-Markovic, and Linda Zou. Improving the fouling resistance of brackish water membranes via surface modification with graphene oxide functionalized chitosan. *Desalination*, 365:99 – 107, 2015.
- [126] Jianqiang Meng, Zhen Cao, Lei Ni, Yufeng Zhang, Xiaoyan Wang, Xin Zhang, and Enhua Liu. A novel salt-responsive tfc ro membrane having superior antifouling and easy-cleaning properties. *Journal of Membrane Science*, 461:123 – 129, 2014.
- [127] D. Emadzadeh, W.J. Lau, M. Rahbari-Sisakht, A. Daneshfar, M. Ghanbari, A. Mayahi, T. Matsuura, and A.F. Ismail. A novel thin film nanocomposite reverse osmosis membrane with superior anti-organic fouling affinity for water desalination. *Desalination*, 368:106 – 113, 2015. Reverse Osmosis.
- [128] W.J. Lau, Stephen Gray, T. Matsuura, D. Emadzadeh, J. Paul Chen, and A.F. Ismail. A review on polyamide thin film nanocomposite (tfn) membranes: History, applications, challenges and approaches. *Water Research*, 80:306 – 324, 2015.

- [129] A. Ruiz-García and E. Ruiz-Saavedra. 80,000 h operational experience and performance analysis of a brackish water reverse osmosis desalination plant. assessment of membrane replacement cost. *Desalination*, 375:81 – 88, 2015.
- [130] A. Villafafila and I.M. Mujtaba. Fresh water by reverse osmosis based desalination: simulation and optimisation. *Desalination*, 155(1):1 – 13, 2003.
- [131] M. Barello, D. Manca, R. Patel, and I.M. Mujtaba. Operation and modeling of ro desalination process in batch mode. *Computers & Chemical Engineering*, 83:139 – 156, 2015. 24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering(ESCAPE).
- [132] Marian G. Marcovecchio, Pío A. Aguirre, and Nicolás J. Scenna. Desalination and the environment global optimal design of reverse osmosis networks for seawater desalination: modeling and algorithm. *Desalination*, 184(1):259 – 271, 2005.
- [133] Chandan Guria, Prashant K. Bhattacharya, and Santosh K. Gupta. Multi-objective optimization of reverse osmosis desalination units using different adaptations of the non-dominated sorting genetic algorithm (nsga). *Computers & Chemical Engineering*, 29(9):1977 – 1995, 2005.
- [134] Yan-Yue Lu, Yang-Dong Hu, Xiu-Ling Zhang, Lian-Ying Wu, and Qing-Zhi Liu. Optimum design of reverse osmosis system under different feed concentration and product specification. *Journal of Membrane Science*, 287(2):219 – 229, 2007.
- [135] François Vince, François Marechal, Emmanuelle Aoustin, and Philippe Bréant. Multi-objective optimization of ro desalination plants. *Desalination*, 222(1):96 – 118, 2008.
- [136] Kamal M. Sassi and Iqbal M. Mujtaba. Optimal design and operation of reverse osmosis desalination process with membrane fouling. *Chemical Engineering Journal*, 171(2):582 – 593, 2011.
- [137] Yawei Du, Lixin Xie, Yuxin Wang, Yingjun Xu, and Shichang Wang. Optimization of reverse osmosis networks with spiral-wound modules. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(36):11764–11777, 2012.
- [138] Yawei Du, Lixin Xie, Jie Liu, Yuxin Wang, Yingjun Xu, and Shichang Wang. Multi-objective optimization of reverse osmosis networks by

- lexicographic optimization and augmented epsilon constraint method. *Desalination*, 333(1):66 – 81, 2014.
- [139] Yawei Du, Lixin Xie, Yan Liu, Shaofeng Zhang, and Yingjun Xu. Optimization of reverse osmosis networks with split partial second pass design. *Desalination*, 365:365 – 380, 2015.
- [140] H. Kotb, E.H. Amer, and K.A. Ibrahim. On the optimization of {RO} (reverse osmosis) system arrangements and their operating conditions. *Energy*, 103:127 – 150, 2016.
- [141] Ali Altaee. Computational model for estimating reverse osmosis system design and performance: Part-one binary feed solution. *Desalination*, 291:101 – 105, 2012.
- [142] Enrique Ruiz Saavedra, Antonio Gómez Gotor, Sebastián O. Pérez Báez, Alejandro Ramos Martín, A. Ruiz-García, and Antonio Casañas González. A design method of the ro system in reverse osmosis brackish water desalination plants (procedure). *Desalination and Water Treatment*, 51(25-27):4790–4799, 2013.
- [143] E. Ruiz-Saavedra, A. Ruiz-García, and A. Ramos-Martín. A design method of the ro system in reverse osmosis brackish water desalination plants (calculations and simulations). *Desalination and Water Treatment*, 55(9):2562–2572, 2015.
- [144] June-Seok Choi and Ji-Tae Kim. Modeling of full-scale reverse osmosis desalination system: Influence of operational parameters. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 21:261 – 268, 2015.
- [145] W. G. Mook. *Isótopos ambientales en el ciclo hidrológico: principios y aplicaciones*. IGME, 2002.
- [146] William L. Marshall and Ruth. Slusher. Aqueous systems at high temperature. solubility to 200.degree. of calcium sulfate and its hydrates in sea water and saline water concentrates, and temperature-concentration limits. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 13(1):83–93, 1968.
- [147] M. Al-Shammiri, A. Salman, S. Al-Shammari, and M. Ahmad. Simple program for the estimation of scaling potential in ro systems. *Desalination*, 184(1):139 – 147, 2005. Desalination and the EnvironmentDesalination and the Environment.



- [148] A. Gene Collins and James W. Davis. Solubility of barium and strontium sulfates in strong electrolyte solutions. *Environmental Science & Technology*, 5(10):1039–1043, 1971.
- [149] J.G. Wijmans and R.W. Baker. The solution-diffusion model: a review. *Journal of Membrane Science*, 107(1):1–21, 1995.
- [150] AR Marsh and PK Eriksson. Projecting ro desalination system performance with filmtec spiral-wound elements. In *Proc. of the Seminar on Membrane Processes*, 1988.
- [151] Richard P Brent. *Algorithms for minimization without derivatives*. Courier Corporation, 2013.
- [152] George Elmer Forsythe, Michael A Malcolm, and Cleve B Moler. *Computer methods for mathematical computations*. Prentice-Hall, 1977.
- [153] E. Ruiz-Saavedra. Graphic evolution of the 24.000 hours (3 years) operating data of a ro brackish water desalination plant, in las palmas, canary islands, spain. *Desalination*, 76:15 – 26, 1989.
- [154] Guy Fipps. *Irrigation water quality standards and salinity management strategies*. Texas Agricultural Extension Service, Texas A&M University System, 2003.
- [155] Robert S Ayers, Dennis W Westcot, et al. *Water quality for agriculture*, volume 29. Food and Agriculture Organization of the United Nations Rome, 1985.
- [156] ASTM. D 4516-00, standard practice for standardizing reverse osmosis performance data. *Annual Book of ASTM standards*, 2010.
- [157] Abderrahim Abbas and Nader Al-Bastaki. Performance decline in brackish water film tec spiral wound ro membranes. *Desalination*, 136(1):281 – 286, 2001.
- [158] Kai Loon Chen, Lianfa Song, Say Leong Ong, and Wun Jern Ng. The development of membrane fouling in full-scale ro processes. *Journal of Membrane Science*, 232(1):63 – 72, 2004.